

***INFLUÊNCIA DA RELAÇÃO ENTRE A ÁREA E A
PROFUNDIDADE SOBRE O DESEMPENHO DE REATORES
ANAERÓBIOS DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE
LODO (UASB)***

FRANCISCO PEREIRA DE SOUSA

**INFLUÊNCIA DA RELAÇÃO ENTRE A ÁREA E A
PROFUNDIDADE SOBRE O DESEMPENHO DE REATORES
ANAERÓBIOS DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE
LODO (UASB)**

*Dissertação apresentada ao curso de Mestrado
em Engenharia Civil da Universidade Federal
da Paraíba, em cumprimento às exigências
para obtenção do grau de Mestre.*

Área de concentração : RECURSOS HÍDRICOS

Sub-área : ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL

Orientadores: Prof^a PAULA FRASSINETTI FEITOSA CAVALCANTI

Prof. ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL

Campina Grande - PB

Setembro/1999



S725i Sousa, Francisco Pereira de.
Influência da relação entre a área e a profundidade sobre o desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) / Francisco Pereira de Sousa. - Campina Grande, 1999.
103 f.

Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Universidade Federal da Paraíba, Centro de Ciências e Tecnologia, 1999.
"Orientação : Profa. Paula Frassinetti Feitosa Cavalcanti, Prof. Dr. Adrianus Cornelius Van Haandel".
Referências.

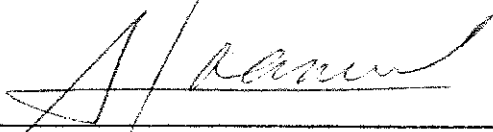
1. Tratamento de Esgoto Doméstico. 2. Reatores Anaeróbicos - Desempenho. 3. UASB. 4. Manta de Lodo. 5. Dissertação - Engenharia Civil. I. Cavalcanti, Paula Frassinete Feitosa. II. Haandel, Adrianus Cornelius Van. III. Universidade Federal da Paraíba - Campina Grande (PB).
IV. Título CDU 628.3.033(043)

*INFLUÊNCIA DA RELAÇÃO ENTRE A ÁREA E A
PROFUNDIDADE SOBRE O DESEMPENHO DE REATORES
ANAERÓBIOS DE FLUXO ASCENDENTE COM MANTA DE
LODO (UASB)*

FRANCISCO PEREIRA DE SOUSA


DISSERTAÇÃO APROVADA EM 02 / 09 / 1999

COMISSÃO EXAMINADORA:



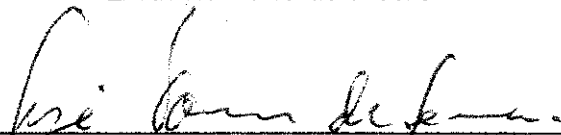
Prof. ADRIANUS CORNELIUS VAN HAANDEL - PhD.

Orientador



Prof. RUI DE OLIVEIRA - PhD.

Examinador Interno



Prof. JOSÉ TAVARES DE SOUSA - PhD.

Examinador Externo

Campina Grande - PB

Setembro/1999

Meus sinceros agradecimentos:

Ao professor Adrianus Cornelius van Haandel, pelo acompanhamento, confiança e liberdade de criação na parte prática deste experimento;

À professora Paula Frassinetti Feitosa Cavalcanti, pela orientação nos trabalhos de laboratório e escrita da tese, sempre com confiança, paciência e receptividade, transformando essas difíceis tarefas em um trabalho prazeroso de executar;

À amiga pesquisadora Stella Maris da Cruz Bezerra pela convivência construtiva e salutar durante o período de pesquisa e pelo exemplo de dedicação, inteligência e força de vontade;

À amiga pesquisadora Malba L. Batista de Araújo, pelas palavras de encorajamento e muitas mensagens cristãs que me ajudaram não só neste trabalho mas na minha vida como cristão;

A Nélia Luna Leal, pela dedicação na organização do laboratório e pelos incentivos e suas orações que Deus prontamente atendeu, ajudando-me nesta caminhada;

Aos colegas pesquisadores do PROSAB (doutorandos, mestrandos, técnicos e PIBIC's) pela troca de informações e pela maravilhosa convivência no período da pesquisa;

Aos mestres da área de Engenharia Sanitária que deram uma parte de si em forma de conhecimento e dedicação;

Aos funcionários da UFPB, que colaboraram de forma direta ou indireta para a conclusão deste trabalho;

Ao FINEP, CNPq, CAPES, MCT/RHAE e CEF, pelo apoio financeiro junto ao programa PROSAB.

Em primeiro lugar quero agradecer a DEUS por ter chegado ao término deste trabalho, pois era nEle que eu encontrava forças para seguir nesta difícil tarefa;

A minha mãe, Maria Sabino de Souza, pela força e incentivo que sempre deu durante todo o meu estudo, fazendo com que eu chegasse onde cheguei;

A minha noiva, Maria Gorete de Moura, pela compreensão, apoio e carinho, transferindo energia e dando forças para que eu chegasse ao término desse trabalho;

Ao meu pai, Severino Pereira de Souza (em memória), pelo exemplo de vida, que deu de honestidade, trabalho, bondade e tantos outros ensinamentos;

Aos meus irmãos (vários nomes), pelo apoio e incentivo durante a realização deste trabalho.

Dedico este trabalho a duas mulheres muito especiais na minha vida:

A minha mãe, Maria Sabino de Souza e

A minha noiva, Maria Gorete de Moura

SUMÁRIO

RESUMO

ABSTRACT

CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	3
2.1 - Esgoto doméstico.....	3
2.2 - Tratamento de esgoto.....	4
2.3 - Metabolismo bacteriano.....	5
2.4 - Fases da digestão anaeróbia do material orgânico.....	6
2.4.1 - Hidrólise.....	6
2.4.2 - Acidogênese.....	6
2.4.3 - Acetogênese.....	7
2.4.4 - Metanogênese.....	8
2.5 - Condições ambientais requeridas para a digestão anaeróbia.....	9
2.5.1 - Temperatura.....	10
2.5.2 - pH e sua relação com a alcalinidade e acidez na digestão anaeróbia.....	11
2.5.3 - Nutrientes.....	13
2.5.4 - Substâncias tóxicas.....	13
2.6 - Cinética da digestão anaeróbia.....	13
2.7 - Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo - UASB.....	14
2.7.1 - Partes constituintes.....	15
2.7.2 - Funcionamento.....	16
2.7.3 - Vantagens e desvantagens.....	16
2.7.4 - Formas geométricas.....	17
2.7.5 - Dimensões e relação área/altura.....	18
2.7.6 - Custos de construção, operação e manutenção.....	19

2.8 - Parâmetros de projeto do reator UASB	20
2.8.1 - Tempo de detenção hidráulica - (TDH)	20
2.8.2 - Velocidade ascendente do esgoto	20
2.8.3 - Carga hidráulica volumétrica	21
2.8.4 - Carga orgânica volumétrica	22
2.8.5 - Carga biológica	22
2.8.6 - Desempenho dos reatores UASB	23
2.8.7 - Produção, característica e tratamento do lodo	23
CAPÍTULO 3 - MATERIAL E MÉTODOS	25
3.1 - Descrição do sistema experimental	25
3.1.1 - Unidade de alimentação dos reatores	26
3.1.2 - Reatores	31
3.1.3 - Sistema elétrico/eletrônico	33
3.2 - Operação do sistema	35
3.2.1 - Descrição das etapas de operação	36
3.3 - Monitoração do sistema	39
CAPÍTULO 4 - APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS	46
4.1 - Introdução	46
4.2 - Estabilidade operacional dos reatores	48
4.2.1 - pH	48
4.2.2 - Temperatura	48
4.2.3 - Alcalinidade de bicarbonato	53
4.2.4 - Ácidos graxos voláteis	53
4.3 - Desempenho dos reatores	56
4.3.1 - DQO afluente e efluente dos três reatores	56
4.3.2 - Eficiência de remoção da DQO	59
4.4 - Sólidos do afluente, efluente e manta de lodo	62
4.4.1 - Sólidos totais e sólidos voláteis totais	62
4.4.2 - Sólidos suspensos	65
4.4.3 - Sólidos sedimentáveis	65
4.4.4 - Sólidos da manta de lodo	65

4.5 - Vazões.....	69
4.6 - Carga hidráulica volumétrica.....	69
4.7 - Carga orgânica volumétrica.....	74
4.8 - Carga biológica.....	74
CAPÍTULO 5 - DISCUSSÃO DOS RESULTADOS.....	76
5.1 - Estabilidade operacional.....	76
5.1.1 - pH, do afluente, efluente e manta de lodo.....	76
5.1.2 - Temperatura.....	77
5.1.3 - Alcalinidade.....	78
5.1.4 - Ácidos graxos voláteis.....	79
5.2 - Desempenho dos reatores UASB.....	79
5.2.1 - Demanda química de oxigênio.....	80
5.2.2 - Eficiência de remoção da DQO afluente.....	81
5.3 - Sólidos do afluente, efluente e manta de lodo dos reatores.....	83
5.3.1 - Sólidos totais e sólidos totais voláteis.....	83
5.3.2 - Sólidos suspensos.....	83
5.3.3 - Sólidos sedimentáveis.....	84
5.3.4 - Sólidos da manta de lodo.....	84
5.4 - Vazão do esgoto afluente.....	86
5.5 - Carga hidráulica volumétrica.....	86
5.6 - Carga orgânica volumétrica.....	86
5.7 - Carga biológica.....	87
CAPÍTULO 6 - CONCLUSÃO.....	88
RECOMENDAÇÕES.....	89
ANEXO - Monitoramento do esgoto afluente através de campanhas de 24 horas.....	90
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	101

RESUMO

Apresentam-se nesta dissertação de mestrado os resultados de uma investigação experimental, em escala piloto, realizada para estabelecer a influência da relação entre a área e a profundidade de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB - upflow anaerobic sludge blanket), sobre o desempenho deste reator no tratamento de esgoto bruto. Três reatores foram operados, sob condições estacionárias, na faixa de tempos de detenção hidráulica de 1,5 a 10 horas, que engloba os valores encontrados na prática, em regiões de clima quente, normalmente compreendidos entre 4 e 8 horas. Para cada tempo de detenção, os três reatores com volumes iguais mas com áreas e profundidades distintas, receberam a mesma vazão de esgoto bruto, correspondente ao tempo de detenção, até atingir o estado estacionário, determinando-se, então, durante um certo período, as variáveis operacionais para caracterizar o desempenho dos reatores quanto à eficiência de remoção do material orgânico e dos sólidos em suspensão, bem como a massa e a concentração do lodo nos reatores.

O trabalho de pesquisa realizado foi dividido em cinco etapas, correspondendo a cinco tempos de detenção hidráulica diferentes. Os três reatores foram operados simultaneamente e alimentados com esgoto bruto da cidade de Campina Grande, estado da Paraíba - Brasil.

Os dados mostraram que, na faixa de alturas pesquisada (1,8 a 5,0 m), a altura tem pouca influência sobre o desempenho do reator UASB tratando esgoto, indicando, apenas, uma pequena tendência de melhora no desempenho do reator com o aumento de altura. Todavia, foi observado que, para um tempo de detenção muito longo (10 horas) e uma profundidade pequena (1,8 m), havia acúmulo em excesso de sólidos inorgânicos (silte) no fundo do reator, o que resultou em uma concentração muito elevada de lodo (mais que 180 g/l), predominando o lodo inerte.

A principal conclusão do trabalho é que na faixa de tempos de detenção pesquisada, a profundidade do reator UASB pouco influi sobre o seu desempenho e que, portanto, as considerações que definirão a profundidade estão relacionadas apenas com os custos de construção e características do terreno disponível.

ABSTRACT

The results of an experimental investigation to establish the influence of the surface/depth ratio of an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor treating raw sewage are discussed in this thesis. Three reactors were operated under steady state conditions in the range of 1,5 to 10 h which includes the values applied in regions with a tropical climate, normally between 4 and 8 h. For each detention time the three reactors with equal volumes but with different surface areas and depths received the same raw sewage flow, corresponding to the retention time until steady state was reached, whereupon during a certain period the operational variables to characterise the performance of the reactors were determined concerning the removal efficiency of organic material and suspended solids as well as the sludge mass in the reactors.

The experimental work was carried out in five phases each with a different retention time. The three reactors were operated simultaneously and fed with raw sewage of the city of Campina Grande, state of Paraiba. – Brazil.

The data show that in the range of investigated depths there is little influence of this parameter on the performance of the UASB reactor for sewage treatment, though there is an indication of slight improvement when the depth increases. It was noted that for a long retention time (10 h) and small depth (1,8 m), there was an accumulation of inorganic solids (silt) at the bottom section of the reactor, which resulted in a very high concentration (more than 200 g/l) of predominantly inert sludge.

The main conclusion of the investigation is that the depth of a UASB reactor has little influence on its performance and therefore the considerations that determine the depth will be related only to construction costs and the characteristics of the available site.

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

Os prejuízos para a saúde pública e o impacto ambiental resultante da falta de saneamento básico no Brasil são lamentáveis, principalmente onde a população tem baixa renda. Dentro deste contexto, o lançamento de esgotos domésticos em corpos receptores, sem um tratamento prévio, constitui um sério risco para a população e o meio ambiente, devido à poluição e contaminação gerada por esses despejos.

Para o Brasil, um país subdesenvolvido, é importante direcionar esforços no desenvolvimento de unidades de tratamento de esgotos de custos reduzidos e que apresentem bom desempenho. Neste sentido e nestas últimas décadas, vem sendo demonstrada a viabilidade técnica e econômica do emprego de reatores anaeróbios de alta taxa, tipo UASB - upflow anaerobic sludge blanket, no tratamento de esgotos sanitários em regiões de clima quente.

O Centro de Ciências e Tecnologia da UFPB - Universidade Federal da Paraíba, vem desenvolvendo exaustivas pesquisas sobre a otimização de parâmetros de dimensionamento e de operação dos reatores tipo UASB.

Com o intuito de ampliar a aplicabilidade do tratamento anaeróbio, através de reatores UASB, o presente trabalho se propõe a fazer um estudo sobre a influência da relação entre a área e a profundidade sobre o desempenho desse tipo de reator, tratando esgoto bruto, nas condições climáticas predominantes na região nordeste do Brasil.

No projeto de reatores biológicos como o UASB, deve-se decidir qual a altura ou profundidade do reator a ser adotada, a partir do volume definido pela vazão afluente e o tempo de detenção que se deseja aplicar e, a partir dessa altura, calcular a área da unidade de tratamento. Ao decidir sobre a altura do reator, deve-se levar em conta as seguintes considerações: em reatores altos e portanto com áreas reduzidas, a velocidade ascendente é elevada, causando uma maior expansão do leito de lodo e, conseqüentemente, um contato intenso do material orgânico afluente com o lodo, melhorando a eficiência de remoção da matéria orgânica do esgoto afluente.

Todavia, devido à velocidade ascendente elevada existe a possibilidade de perda de lodo por arraste, comprometendo a qualidade do efluente final.

Por outro lado, se o reator tem pouca profundidade, a camada de lodo é relativamente fina, de modo que a intensidade de contato do material orgânico do afluente com o lodo é restrita. Além do mais, a possibilidade de haver curto circuito, através de escoamento em canais preferenciais, que é maior na medida que o reator é mais raso.

Pelo exposto, cogitou-se ser possível existir uma profundidade ótima de tal modo que, para essa profundidade, a eficiência de remoção do material orgânico no reator fosse máxima. Para profundidades menores que o valor ótimo, o desempenho do reator diminuiria porque o contato entre o afluente e o lodo seria pouco intenso. Para profundidades superiores ao valor ótimo, a redução da eficiência teria como causa o arraste de lodo, devido a uma velocidade ascendente excessiva.

No presente trabalho, procurou-se determinar qual seria, do ponto de vista de estabilidade operacional e eficiência de tratamento, a altura (ou faixa de altura) ótima de um reator UASB, para tratamento de esgoto.

Para avaliar a influência da relação entre a área e a profundidade, sobre o desempenho de reatores UASB, foram construídos e operados três reatores, de volumes iguais, denominados: FP 01 (diâmetro $D = 250$ mm e altura $H = 1,8$ m), FP 02 ($D = 200$ mm e $H = 2,8$ m) e FP 03 ($D = 150$ mm e $H = 5,0$ m). Estes reatores foram alimentados com o esgoto bruto da cidade de Campina Grande - estado da Paraíba. A investigação experimental foi dividida em cinco etapas, caracterizadas pelos tempos de detenção hidráulica de 10, 6, 4, 3, e 1,5 h. O desempenho dos reatores, em cada etapa, foi acompanhado em termos de parâmetros que caracterizam a estabilidade operacional dos reatores: temperatura, pH, alcalinidade e ácidos graxos voláteis; parâmetros que caracterizam o desempenho quanto à remoção de matéria orgânica em termos de DQO e, por último, parâmetros que caracterizam a manta de lodo no reator: concentração e massa de lodo.

A avaliação dos resultados obtidos durante a investigação experimental permitiu concluir que, sob as condições do experimento, a relação entre a área e a profundidade não influi sobre o desempenho de reatores tipo UASB.

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 ESGOTO DOMÉSTICO

A utilização da água, pelo homem, para desenvolver suas atividades básicas, resulta num resíduo líquido denominado esgoto doméstico. Essa água residuária apresenta características que a torna imprópria para reuso e lançamento "in natura" em corpos d'água receptores.

Os resíduos representam apenas 0,1 % dos componentes do esgoto, mas no entanto, esta pequena fração é causadora de sérios problemas de poluição e contaminação: os resíduos presentes no esgoto, constituídos principalmente de material em suspensão, material orgânico, nutrientes e organismos patogênicos, precisam ser removidos antes do esgoto ser lançado em corpos receptores, para que não haja prejuízos à saúde pública nem degradação do meio ambiente (van Haandel e Lettinga, 1994; von Sperling, 1996a).

Metcalf e Eddy (1991) classificam os esgotos domésticos como forte, médio e fraco segundo valores da concentração dos principais componentes, ver Tabela 2.1.

Tabela 2.1 - Classificação do esgoto sanitário em relação à concentração de sólidos e matéria orgânica

Parâmetro	Concentração		
	Forte	Média	Fraca
Sólidos totais (mg/l)	1200	720	350
Sólidos dissolvidos totais	850	500	250
Fixos (mg/l)	525	300	145
Voláteis (mg/l)	325	200	105
Sólidos suspensos totais (mg/l)	350	220	100
Fixos (mg/l)	75	55	20
Voláteis (mg/l)	275	165	80
Sólidos sedimentáveis (ml/l)	20	10	5
DBO ₅ (mg/l)	400	220	110
DQO (mg/l)	1000	500	250

Fonte: Metcalf e Eddy, 1991

Na Tabela 2.2, tem-se alguns dados da composição média do esgoto de dois bairros de Campina Grande (PB), cidade onde foi realizada esta pesquisa. Comparando-se os dados da Tabela 2.2 com a classificação de esgoto feita por Metcalf e Eddy (1991), Tabela 2.1, constata-se que o esgoto do bairro do Pedregal é classificado como forte e o esgoto do bairro do Catolé, como fraco.

Nascimento (1996), considera como representativa para toda a cidade de Campina Grande, a composição do esgoto determinada na Estação de Tratamento de Esgoto da cidade (ETE Catingueira), que consiste em $DBO_5 = 200 \text{ mg/l}$, $DQO = 500 \text{ mg/l}$ e $SST = 300 \text{ mg/l}$. Logo o esgoto da cidade de Campina Grande, pode ser classificado como médio, em relação a matéria orgânica e como forte, em termos de concentração de sólidos.

Tabela 2.2 - Alguns dados acerca da composição do esgoto sanitário da cidade de Campina Grande (PB)

Componentes	Bairro	
	Pedregal ⁽¹⁾	Católé ⁽²⁾
Sólidos suspensos totais (mg/l)	429	137
Fixos (mg/l)	177	(-)
Voláteis (mg/l)	252	(-)
Sólidos sedimentáveis (ml/l)	8,5	(-)
DBO_5 (mg/l)	369	91
DQO (mg/l)	727	247

Fonte : Adaptado de Bezerra, 1998

(-) dado não disponível; (1) van Haandel e Lettinga, 1994; (2) Nascimento, 1996

2.2 TRATAMENTO DE ESGOTO

O objetivo principal do tratamento de esgoto é corrigir as suas características indesejáveis, de tal maneira que o seu uso ou a sua disposição final possa ocorrer de acordo com as regras e critérios definidos pelas autoridades legislativas.

Os sistemas de tratamento biológico objetivam reproduzir o que acontece na natureza, quando um rio recebe despejos de águas residuárias. O rio tende a se recuperar dessa carga poluidora, através de um fenômeno denominado de autodepuração. Os engenheiros reproduzem os processos naturais, operando reatores sob condições controladas para obter maior desempenho no tratamento de esgotos.

Vários sistemas de tratamento de esgoto surgiram utilizando processos físicos, químicos e/ou biológicos. Entre os sistemas biológicos, encontram-se aqueles que utilizam mecanismos anaeróbios para estabilização da matéria orgânica, como o reator UASB.

Este sistema de tratamento está atualmente em destaque pelas vantagens oferecidas, principalmente quando associado a um pós-tratamento, para polimento do efluente, antes do destino final.

2.3 METABOLISMO BACTERIANO

No tratamento biológico do esgoto, as bactérias utilizam o material orgânico como fonte de energia e como fonte de material para a síntese de novas células. Estas duas formas de utilização da matéria orgânica do esgoto pelas bactérias constituem o metabolismo bacteriano, que é o mecanismo mais importante para a remoção de material orgânico em sistemas de tratamento de esgoto. Na utilização do material orgânico para gerar energia, a matéria orgânica é transformada em produtos estáveis, sendo este processo denominado de catabolismo. Quando o material orgânico é utilizado para síntese de novas células, o processo é denominado de anabolismo, tendo como resultado o aumento da massa celular no sistema (van Haandel e Lettinga, 1994; Von Sperling 1996b).

O catabolismo bacteriano pode ocorrer na presença ou não de um oxidante (acceptor de elétrons). Quando há um oxidante presente na fase aquática (oxigênio molecular, nitrato ou sulfato), a oxidação da matéria orgânica se dá através de uma reação redox e o catabolismo é denominado de oxidativo. O outro processo catabólico, denominado de catabolismo fermentativo, caracteriza-se por um rearranjo dos elétrons na molécula fermentada, na ausência de um oxidante.

No catabolismo fermentativo não existe oxidante no processo e, portanto, não há eliminação do material orgânico. O que ocorre nesta fermentação é apenas um rearranjo na molécula do composto catabolizado pela transferência intramolecular de elétrons, resultando depois de sucessivos processos, em dois compostos: um mais reduzido (CH_4) e outro mais oxidado (CO_2) do que o que lhes deu origem.

A transformação da matéria orgânica no catabolismo fermentativo é denominada de digestão anaeróbia, e é caracterizada pela produção de metano (composto reduzido) e de dióxido de carbono. Esses compostos gasosos são pouco solúveis em água e se desprendem da fase líquida formando o biogás.

A produção de metano pode ocorrer por duas formas: (1) a partir de hidrogênio, sendo denominada de metanogênese hidrogenotrófica, na qual o dióxido de carbono atua como acceptor de elétrons e é reduzido a metano (Equação 2.1) e, (2) a partir do acetato (ácido acético), sendo chamada de metanogênese acetotrófica, em que há a conversão do carbono orgânico na forma de acetato para o metano e gás carbônico (Equação 2.2) (Lubberding, 1995 *apud* Von Sperling, 1996b).



2.4 FASES DA DIGESTÃO ANAERÓBIA DO MATERIAL ORGÂNICO

Na digestão anaeróbia do material orgânico, ocorre a transformação das macromoléculas complexas em biogás e outros produtos, através da atividade de vários grupos diferentes de microrganismos. Na estabilização da matéria orgânica através da digestão anaeróbia, pode-se distinguir quatro etapas diferentes: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (van Haandel e Lettinga, 1994).

2.4.1 Hidrólise

Na hidrólise, através de exo-enzimas produzidas pelas bactérias fermentativas, o material particulado é solubilizado; as proteínas são transformada em aminoácidos, os carboidratos são degradados em açúcares e os lipídios são convertidos em glicerina e ácidos graxos de grande cadeia molecular. No entanto a taxa de hidrólise pode ser uma etapa limitante para todo o processo da digestão anaeróbia e, particularmente, a taxa de conversão de lipídios se torna muito baixa em temperaturas inferiores a 20°C (*Ibid.*).

2.4.2 Acidogênese

A acidogênese, também conhecida como etapa de produção de ácidos, é um processo metabólico que ocorre no interior da célula bacteriana fermentativa. Os produtos solúveis oriundos da fase anterior (hidrólise), são absorvidos pelas bactérias fermentativas e, após a acidogênese, excretados na forma de substâncias orgânicas simples como: ácidos graxos voláteis (AGV), álcoois, ácido láctico e compostos minerais como gás carbônico (CO₂), hidrogênio (H₂), amônia (NH₃), sulfeto de hidrogênio (H₂S), etc.

Os ácidos graxos voláteis resultantes da acidogênese, como: ácido acético (HAc), propiônico (HPr), butírico (HBr) e outros em menor quantidade, são denominados de ácidos graxos voláteis (AGV), por serem destilados em pressão atmosférica (Sawyer, McCarty e Parkin, 1994).

Segundo Chernicharo (1997) a maioria das bactérias fermentativas acidogênicas (assim denominadas devido à produção de AGV) são anaeróbias estritas, mas, cerca de 1%, consiste de bactérias facultativas que podem oxidar o substrato orgânico por via oxidativa.

Visto que o oxigênio, quando presente nos esgotos, é uma substância tóxica para as bactérias anaeróbias estritas, a fermentação acidogênica, via oxidativa, realizada pelas bactérias facultativas, é importante porque remove o oxigênio dissolvido eventualmente presente, protegendo o sistema (van Haandel e Lettinga, 1994).

2.4.3 Acetogênese

A acetogênese é a penúltima etapa da conversão da matéria orgânica e produz substratos para as bactérias metanogênicas a partir dos compostos gerados na fase acidogênica: principalmente os ácidos propiônico (HPr) e butírico (HBr).

Os produtos gerados pelas bactérias acetogênicas são: hidrogênio (H_2), dióxido de carbono (CO_2) e ácido acético (HAc). De todos os produtos metabolizados pelas bactérias acidogênicas, apenas o hidrogênio e o acetato podem ser utilizados diretamente pelas metanogênicas e, pelo menos, 50% da DQO biodegradável é convertida em propionato e butirato, os quais são posteriormente decompostos em acetato e hidrogênio pela ação das bactérias acetogênicas (*Ibid.*).

A formação do HAc pode ser acompanhada de H_2 ou CO_2 dependendo do estado de oxidação da matéria orgânica a ser digerida. No caso do esgoto doméstico o hidrogênio prevalece, mas tanto o H_2 como o CO_2 podem surgir simultaneamente (*Ibid.*).

Devido à dissociação dos ácidos acético e propiônico, gera-se H^+ , provocando um abaixamento no valor do pH do meio. Se o esgoto não for provido de uma boa capacidade de tamponamento, pode ocorrer a acidificação do conteúdo do reator, inviabilizando o metabolismo bacteriano e conseqüentemente o processo de digestão anaeróbia (Weiland e Rozzi, 1991). Quando esse estado é atingido, para que o sistema de tratamento volte ao equilíbrio é necessária a introdução de um alcalinizante externo. O colapso do sistema de tratamento anaeróbio é indesejável e deve ser evitado. Para tanto, deve-se manter uma quantidade de bactérias metanogênicas suficiente para que os íons hidrogênio gerados possam ser removidos (Moosbrugger *et al.*, 1993; Chernicharo, 1997).

2.4.4 Metanogênese

A metanogênese é a última etapa da digestão anaeróbia, na qual, a matéria orgânica é convertida para biogás ($\text{CH}_4 + \text{CO}_2$). A maior parte do metano (CH_4) gerado se desprende da fase líquida, resultando em remoção da matéria orgânica.

Gujer e Zehnder (1993) *apud* van Haandel e Lettinga (1994) dizem que a metanogênese, em geral, é a etapa que limita a velocidade do processo de digestão anaeróbia como um todo, embora em temperatura abaixo dos 20°C a hidrólise possa se tornar limitante.

Na metanogênese, o metano pode ser produzido a partir da redução do ácido acético, através das bactérias acetotróficas ou pelas bactérias hidrogenotróficas, a partir da redução do dióxido de carbono (ver as respectivas reações nas Equações 2.1 e 2.2).

As bactérias metanogênicas acetotróficas geralmente limitam a taxa de transformação de material orgânico presente no esgoto para biogás, devido à sua pequena taxa de crescimento, em relação às bactérias que produzem metano a partir de hidrogênio que crescem mais rapidamente.

Para que haja uma boa eficiência na remoção da matéria orgânica do esgoto afluyente devem ser satisfeitas as três condições a seguir:

(1) ter metanogênese para limitar a concentração do HAC, isto é, deve-se estabelecer um equilíbrio entre a fermentação ácida e metanogênica;

(2) ter uma alcalinidade suficiente para que o pH permaneça próximo ao neutro (boa capacidade de tamponação), mantendo-se uma alta taxa de metanogênese devido à boa estabilidade do pH;

(3) é necessário que a metanogênese acetotrófica se desenvolva eficientemente, pois apenas 30% do material orgânico do afluyente é convertido a metano pela via hidrogenotrófica.

Nas quatro etapas da fermentação da matéria orgânica participam diferentes grupos de bactérias e paralelamente à atividade catabólica desses grupos de bactérias, ocorre o anabolismo com a síntese de novas células das quatro populações.

Os três primeiros processos, por questão de conveniência, são geralmente denominados de fermentação ácida, que deve ser completada com a fermentação metanogênica (Chernicharo, 1997; Van Haandel e Lettinga, 1994).

Na Figura 2.1 observa-se a representação dos processos microbiológicos atuantes na digestão anaeróbia, que resultam na estabilização da matéria orgânica, descritos nas quatro etapas anteriormente.

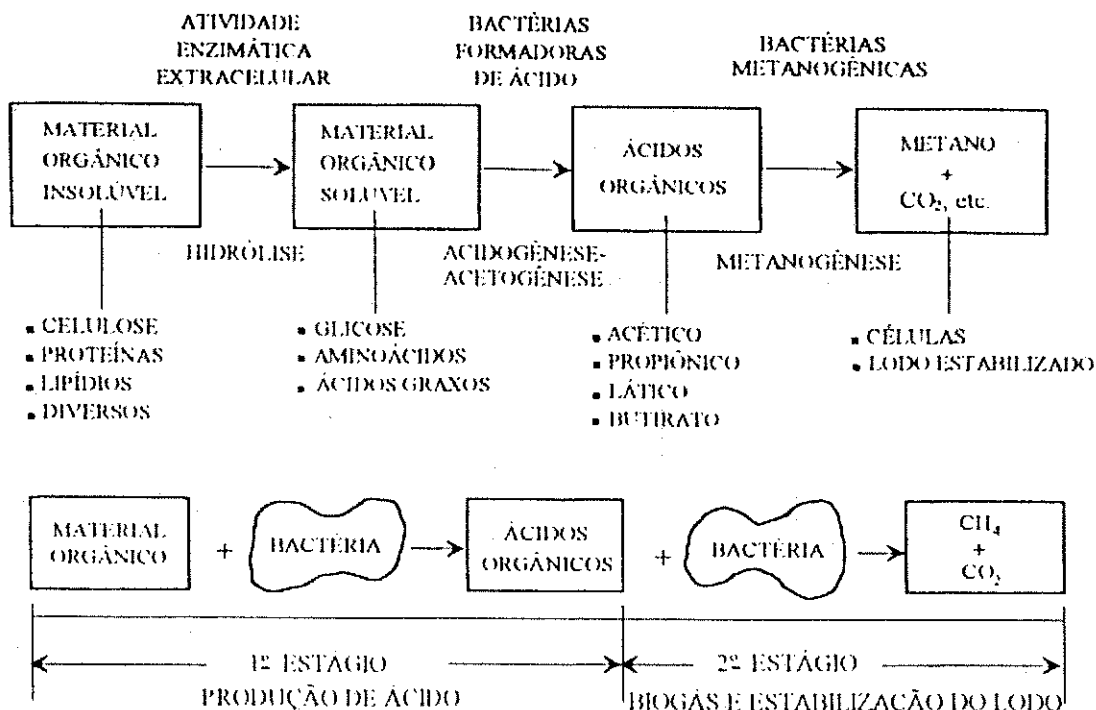


Figura 2.1 - Representação das etapas do processo de estabilização da matéria orgânica na digestão anaeróbia

Fonte: U.S. EPA, 1976; Stephen e Newbry, 1995 *apud* Ramos, 1996

2.5 CONDIÇÕES AMBIENTAIS REQUERIDAS PARA A DIGESTÃO ANAERÓBIA

Para que a digestão anaeróbia se desenvolva bem, é preciso que os processos metabólicos ocorram com a intervenção de uma grande massa de bactérias biologicamente ativas, estabelecendo-se um bom contato entre essa massa biológica e o substrato. Também, é necessário que sejam oferecidas condições ambientais favoráveis para o máximo aproveitamento na realização desse processo. Tais condições se referem principalmente à temperatura, ao pH, à concentração de nutrientes e substâncias tóxicas aos microrganismos.

2.5.1 Temperatura

Segundo van Haandel e Lettinga (1994) a temperatura é o fator ambiental de maior importância na digestão anaeróbia. Oliveira (1990) comenta que, devem ser evitadas as variações bruscas de temperatura, as quais podem prejudicar a atividade metabólica, principalmente das bactérias metanogênicas. É desejável que a temperatura do esgoto no reator anaeróbio seja próxima a temperatura ótima para o metabolismo bacteriano, mas é preferível manter a temperatura constante mesmo que o valor esteja abaixo da ótima (Chernicharo, 1997).

A digestão anaeróbia pode ser classificada de acordo com a temperatura do esgoto, em psicrófila, mesófila e termófila. Ver na Tabela 2.3 essa classificação, bem como, a faixa e a temperatura ótima para digestão anaeróbia.

Tabela 2.3 - Classificação da digestão anaeróbia de acordo com a temperatura do esgoto

Classificação	Faixa de Temperatura	Temperatura Ótima
Psicrófila	0 a 20 °C	-----
Mesófila	20 a 45 °C	Máxima digestão 30-35 °C
Termófila	45 a 70 °C	Máxima digestão 50-55 °C

Fonte: Chernicharo, 1997; Van Haandel e Lettinga, 1994

A temperatura do esgoto doméstico que chega na estação de tratamento tem, invariavelmente, um valor abaixo da temperatura ótima para digestão anaeróbia mesofílica, que é de 30 a 35°C. Como economicamente é inviável elevar a temperatura do esgoto doméstico utilizando o calor produzido por outra fonte, e o poder energético do metano produzido na degradação do esgoto doméstico é muito limitado, praticamente é inevitável tratar o esgoto doméstico à temperatura que ele tem ao chegar na estação. Esta temperatura dependerá do clima da região onde o esgoto foi produzido, sendo que a temperatura média dos esgotos sanitários no Brasil varia entre 20 e 25°C. Portanto, os reatores anaeróbios vão operar em condições sub-ótimas (*Ibid.*).

Vê-se, na Figura 2.2, a influência da temperatura sobre a taxa de digestão anaeróbia, observa-se que para temperatura abaixo de 30°C, a taxa máxima de digestão anaeróbia diminui 11% por grau centígrado. Portanto, a eficiência da digestão anaeróbia diminui com a temperatura, tornando o processo mais atrativo para as regiões de clima quente (tropical e subtropical).

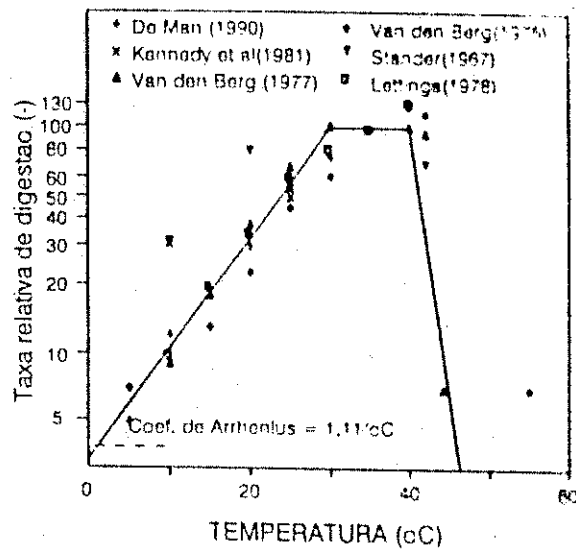


Figura 2.2- Influência da temperatura sobre a taxa de digestão anaeróbia
Fonte: Henze e Harremões, 1983 adaptado por van Haandel e Lettinga, 1994

2.5.2 pH e sua relação com a alcalinidade e acidez na digestão anaeróbia

Nos sistemas biológicos como um reator anaeróbio, não somente o valor, mas também a estabilidade do pH é importante. Para esse tipo de reator a taxa de digestão anaeróbia é máxima, quando o pH está na faixa neutra, próximo do pH =7,0.

A estabilidade do pH na digestão anaeróbia de esgoto pode ser avaliada pela capacidade de tamponação dos sistemas ácido/base presentes, definido como sendo a capacidade em resistir às mudanças de pH, provocadas pela adição de ácidos ou bases fortes.

Na Figura 2.3 está indicada a capacidade de tamponação total, para uma água residuária, como função do pH, composta pela soma dos sistemas ácidos/bases possivelmente presentes em esgoto. Tendo em vista que para o desempenho satisfatório de um digestor anaeróbio, o pH deve estar na faixa de 6,5 a 7,5, constata-se na Figura 2.3, que o sistema carbônico (CO_2 , HCO_3^- e CO_3^{2-}) é o maior responsável no estabelecimento do valor do pH nesse digestor (van Haandel e Lettinga, 1994).

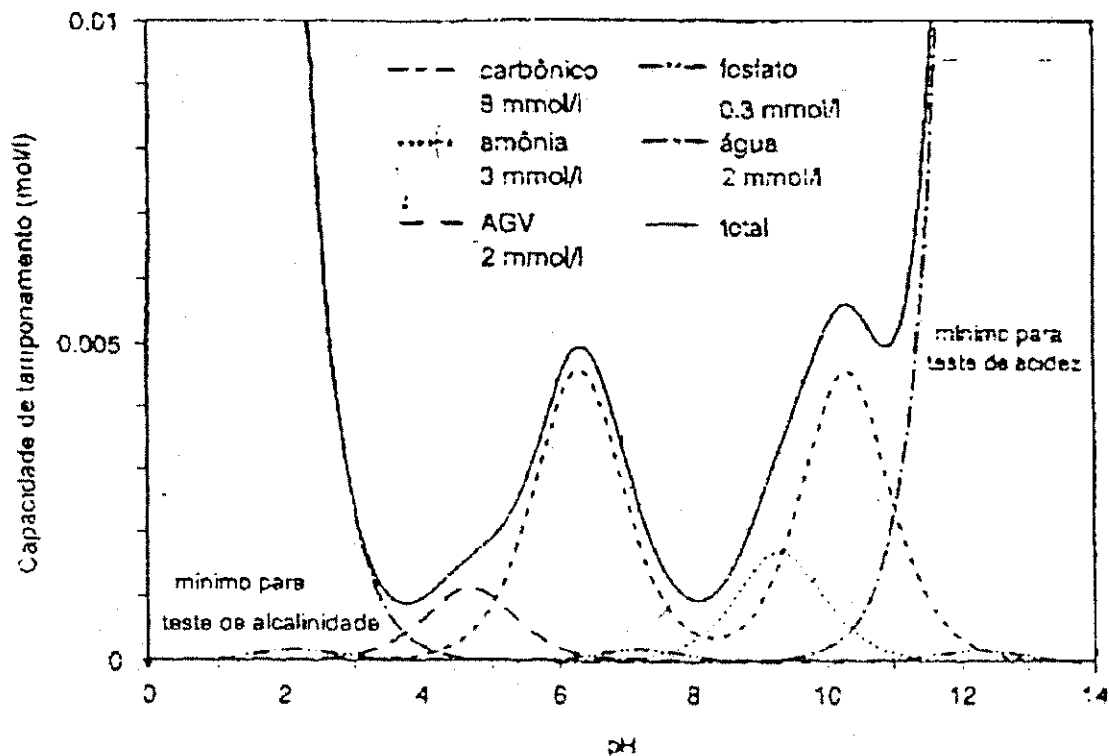


Figura 2.3 - Capacidade de tamponação, como função do pH, para sistemas ácidos/bases provavelmente presentes na digestão anaeróbia de esgotos sanitários

Fonte: Van Haandel e Lettinga, 1994

A alcalinidade de bicarbonato pode ser definida como sendo a concentração de uma base forte misturada a uma solução dióxido de carbono formando uma solução aquosa. Da mesma forma a acidez, pode ser considerada como a concentração de um ácido forte misturado à solução de carbonato. A alcalinidade e a acidez podem ser determinadas experimentalmente através de uma titulação com ácido forte e base forte, respectivamente, até os pontos de equivalência de H_2CO_3 e CO_3^{2-} , caracterizados por mínimos relativos na curva de tamponação (Fig. 2.3).

Há uma relação linear entre a alcalinidade e a acidez para qualquer valor de pH. Essa relação é representada num diagrama denominado de Diagrama Deffeyes (1956). Esse diagrama é muito útil para avaliar variações do pH no caso de variação da alcalinidade e acidez, devido ao sistema carbônico (van Haandel e Lettinga, 1994).

2.5.3 Nutrientes

Os nutrientes na forma de macronutrientes (N & P) e micronutrientes estão abundantemente presentes no esgoto doméstico atendendo plenamente à necessidade nutricional das populações microbianas responsáveis pela digestão anaeróbia, não sendo portanto, um fator limitante do processo.

2.5.4 Substâncias tóxicas

Algumas substâncias como o sulfeto gerado na digestão anaeróbia do esgoto e o oxigênio que pode se dissolver no esgoto, antes de sua entrada no sistema, por meio de uma aeração indevida, são prejudiciais à digestão anaeróbia.

A presença de outras substâncias tóxicas, tais como organoclorados, metais pesados, biocidas, etc., em esgotos domésticos, com concentrações que possam inibir o tratamento anaeróbio é muito pouco provável (*Ibid.*).

2.6 CINÉTICA DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

Monod (1948) foi o pioneiro na dedução de expressões cinéticas para descrever o metabolismo bacteriano, seguido por outros pesquisadores, e os resultados de sua pesquisa podem ser resumidos em três equações básicas que levam às seguintes conclusões:

- a taxa de crescimento dos microrganismos é proporcional à taxa de utilização do substrato;
- a taxa de crescimento dos microrganismos é proporcional à concentração dos mesmos e depende da concentração do substrato, e
- paralelamente ao crescimento dos microrganismos, proporcionalmente, também ocorre o decaimento devido à morte bacteriana.

Segundo van Haandel e Lettinga (1994) um sistema de tratamento biológico será mais eficiente na medida em que se consiga reter nele uma massa maior de microrganismos. Logo, há vantagem em aumentar a idade de lodo, através da retenção de microrganismos no reator, mais há um limite máximo ditado pela capacidade limitada de armazenar lodo no sistema. Por outro lado, há uma idade mínima de lodo para que ocorra o metabolismo: adotando-se idade de lodo no sistema mais curta que a mínima, a taxa de descarga supera a taxa de produção líquida fazendo com que a massa de microrganismos desapareça do sistema.

A partir de resultados experimentais relatados por diversos autores Henzen e Harremões (1983) *Apud* van Haandel e Lettinga (1994) estimaram os valores das constantes cinéticas relativas à digestão anaeróbia e chegaram às seguintes conclusões:

- culturas puras de bactérias para fermentação ácida ou para fermentação metanogênica, podem metabolizar até um máximo de 13 kg de DQO por kg de massa bacteriana (SSV) por dia (taxa específica de utilização do substrato - K_m);

- no sistema de tratamento anaeróbio a produção bruta de lodo é de 0,18 kgSSV por kg DQO, pois o coeficiente de rendimento (Y) para fermentação ácida é de 0,15 e de 0,03 mgSSV/mg DQO para fermentação metanogênica;

- a taxa máxima de conversão de material orgânico para biogás é de 2 kgDQO/kg SSV.dia, pois a cultura mista originada pela digestão de material orgânico é composta de $0,03/0,18 = 1/6$ de bactérias metanogênicas, logo tem-se $13/6 \approx 2$ kg DQO/kg SSV.dia e

O aumento relativo da massa de microrganismos por unidade de tempo, ou seja a constante da taxa específica de crescimento máxima (μ_m) para bactérias de fermentação ácida é de 2,0 e para bactérias produtoras de metano é de $0,4 \text{ dia}^{-1}$.

2.7 REATOR ANAERÓBIO DE FLUXO ASCENDENTE E MANTA DE LODO

O digestor anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB), foi inicialmente concebido para tratamento de águas residuárias industriais com altas concentrações de matéria orgânica, pelo professor Lettinga e sua equipe na Universidade de Wageningen - Holanda nos anos setenta. O reator UASB (Figura 2.4), vem sendo também aplicado no tratamento anaeróbio de esgoto doméstico em regiões de clima tropical e subtropical.

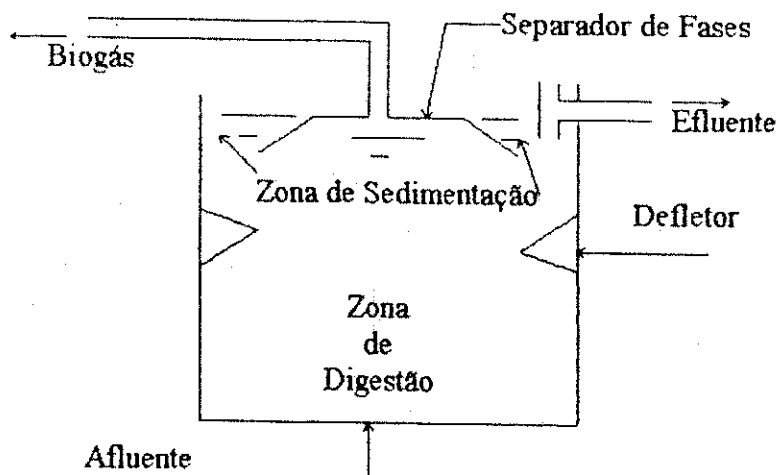


Figura 2.4 - Representação esquemática de um reator UASB

2.7.1 Partes constituintes do reator UASB

A Figura 2.4 mostra o esquema geral de um reator UASB com suas partes constituintes. A partir da base do reator até o separador de fases, tem-se a zona de digestão do reator, onde se encontra o lodo responsável pela digestão anaeróbia. O lodo na zona de digestão apresenta uma concentração mais elevada próximo à base, tornando-se mais disperso da base para o topo.

Na parte superior do reator está localizada a zona de sedimentação que é responsável pela retenção do lodo carregado pelo fluxo de esgoto, e o retorno deste para a área de digestão. Existe uma pequena área de transição entre a zona de digestão e a zona de sedimentação, onde está localizado o separador de fases gás-sólido-líquido com um dispositivo de coleta de gás. O separador de fases é o dispositivo mais característico do reator UASB, e devido a sua forma geométrica, o fluxo do esgoto na zona de sedimentação possui uma velocidade menor, porque há um aumento da área disponível para o escoamento do líquido, conseqüentemente, a força de arraste do líquido sobre os flocos de lodo diminui possibilitando a sedimentação do mesmo.

Nessa zona tranquila os sólidos sedimentam sobre a superfície inclinada do separador de fase e vai se acumulando até formar uma massa de flocos com um peso superior à força de atrito retornando, então, a massa de lodo, para a zona de digestão, garantindo assim uma concentração elevada de lodo nesta zona e melhorando a qualidade do efluente final.

Outro dispositivo do reator UASB é o defletor de gás que tem a função de desviar bolhas de gás, evitando que passem pela abertura do separador de fases provocando turbulências na zona de sedimentação.

2.7.2 Funcionamento do reator UASB

O funcionamento do reator UASB é bastante simples baseando-se no fluxo ascendente do esgoto no interior do reator. O esgoto a ser tratado entra pela parte inferior do reator (zona de digestão), passa pela manta de lodo e deixa o reator pela sua parte superior. Ao passar pela zona de digestão, o esgoto entra em contato com a biomassa ativa promovendo a sua degradação. Nesse percurso, as macromoléculas orgânicas após serem hidrolizadas são transformadas em biogás. O biogás gerado se desprende da fase líquida no separador de fases podendo, então, ser queimado ou deixado escapar para a atmosfera.

O esgoto em seu fluxo ascendente atinge a zona de decantação, onde os flocos de lodo, que foram arrastados pelo esgoto, podem sedimentar e retornar para a área de digestão, aumentando a massa de microrganismos essencial para a digestão anaeróbia. O lodo mais leve, ou seja, de menor sedimentação, pode ser descartado naturalmente do reator, arrastado pelo efluente, para fora do sistema. Por fim, o efluente tratado deixa o reator com um baixo teor de sólidos sedimentáveis, havendo um crescimento líquido de lodo no reator que depois de um certo tempo de operação deve ser descarregado como lodo de excesso.

2.7.3 Vantagens e desvantagens dos reatores UASB

Segundo Chernicharo (1997) e van Haandel e Lettinga (1994), as principais vantagens do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) sobre os demais sistemas biológicos de tratamento, são:

- habilidade em desenvolver uma biomassa de elevada atividade;
- fluxo ascendente que permite um bom contato entre o esgoto a ser tratado e a biomassa;

- projeto simples, pois não possui nenhum equipamento sofisticado nem meio suporte para retenção da biomassa;

- possui custo de implantação/operação relativamente barato;

- é de operação bastante simples;

- sistema compacto, com baixa demanda de área;

- bom desempenho, eficiência de remoção da matéria orgânica e dos sólidos do esgoto entre 65 e 75%;

- baixa produção de lodo com alta estabilidade;

- baixo consumo, ou mesmo inexistente, de energia elétrica;

- requer pouca manutenção.

Ainda de acordo com os mesmos autores, tem-se como desvantagens:

- intolerância a cargas tóxicas;

- tempo de partida elevado (principalmente com auto-inoculação) podendo apresentar instabilidade operacional;

- baixa remoção de nutrientes e patogênicos, não atendendo aos padrões sanitários das normas Brasileiras, sendo geralmente necessária uma etapa de pós-tratamento;

- possibilidade de emissão de maus odores (principalmente devido à produção de sulfeto de hidrogênio - H_2S).

2.7.4 Formas geométricas do reator UASB

Os reatores UASB podem ser construídos com formato circular ou retangular. Não há uma vantagem nítida, em relação ao desempenho, a favor de uma ou outra forma de reator. Na prática, utiliza-se os dois modelos de reator, sendo que, para grandes unidades, emprega-se mais o reator retangular e para atender pequenas comunidades constrói-se reator circular. Ainda, pode-se optar pela construção da área de decantação retangular com o reator na forma circular.

Pode-se construir reatores UASB com áreas superficiais maiores para o decantador (parte superior) do que para zona de digestão (parte inferior), objetivando obter uma melhor sedimentação do lodo com a diminuição da força de arraste do esgoto.

Mas, na prática, o mais usual são reatores UASB com paredes laterais verticais e com áreas iguais para todo o corpo do reator (van Haandel e Lettinga, 1994).

2.7.5 Dimensões do reator UASB (relação área/altura)

O principal fator para a determinação da altura de um reator UASB é a economia de construção. Para reatores profundos, ou seja de maior altura, tem-se um menor custo na aquisição da área exigida para os reatores. Por outro lado, aumenta-se o custo com escavações e remoção de terra na construção destes.

Portanto, dependendo do preço da terra e do tipo de solo, pode-se obter um custo mínimo de construção, quando o custo de remoção da terra e da área ocupada pelo reator são mínimos. Na prática, os reatores UASB são construídos com alturas variando entre 4 e 6 metros.

No projeto de um reator UASB, define-se como parâmetro de dimensionamento o tempo de detenção hidráulica (TDH) do esgoto afluente, mas, para um mesmo TDH a altura do reator é quem governa a velocidade ascendente do esgoto em seu interior (ver Equação 2.4), podendo trazer implicações no desempenho do sistema (van Haandel e Lettinga, 1994).

Velocidade ascendente elevada aumenta a turbulência na zona de digestão do reator, melhorando o contato entre o esgoto e o lodo e, conseqüentemente, aumenta o desempenho do sistema. Por outro lado, alta velocidade pode provocar o carreamento das partículas sólidas, comprometendo a qualidade do efluente final.

Tilche e Vieira (1991) comentam que os valores habituais para a altura do UASB variam de 3,0 a 6,0 metros e a velocidade ascendente normalmente encontrada na prática varia de 0,5 a 1,0 m/h.

O pH do sistema pode ser afetado pela altura do reator pois, para reatores mais profundos, tem-se uma maior concentração de CO_2 e conseqüentemente menor o pH no reator. Isto se deve ao fato da pressão parcial do CO_2 aumentar com a profundidade (lei de Henry) provocando uma maior solubilidade do mesmo na massa líquida. Se o pH assumir valores abaixo da faixa ótima para a metanogênese pode haver prejuízos no desempenho do reator. No entanto, para tratamento de esgoto doméstico a produção de CO_2 é pequena e a pressão parcial desse gás não afeta a sua concentração, nem o valor do pH (van Haandel e Lettinga, 1994).

2.7.6 Custos de construção, operação e manutenção dos reatores UASB

Os reatores UASB têm custos de construção e operação bastante variados. Sem levar em conta o valor da aquisição do terreno, o custo de construção "per capita" varia de 10 a 40 dólares, com valor médio de 25 dólares por habitante. Para operação e manutenção desses gasta-se em torno de US\$ 1,25 por habitante.ano, com valores variando na faixa de 0,5 a 2,0 dólares per capita por ano (Chernicharo, 1997).

Para sistemas de tratamento com volumes de projeto grandes ($>1000 \text{ m}^3$) pode-se optar pela construção de mais de um reator, levando à redução dos custos de construção e melhorando a flexibilidade operacional, bem como à possibilidade de construção por etapa, na medida que a demanda do sistema de tratamento vai aumentando.

Deve-se verificar a topografia do terreno onde será construído o reator, pois se obtém uma redução nos custos se o nível do emissário final fica acima do nível superior do UASB, evitando gastos com bombeamento de esgoto.

Os reatores UASB podem ser construídos totalmente enterrados, parcialmente enterrados ou totalmente livres. Os reatores parcialmente ou totalmente enterrados podem ter estruturas mais leves e conseqüentemente custos de construção menores. Por outro lado, perde-se a visibilidade do sistema e dificulta-se a manutenção.

A geometria dos reatores UASB também influi no seu custo de construção. Em se tratando de reatores de grande porte, geralmente é feita a opção por reatores retangulares. Neste caso, a construção do separador de fase se torna mais fácil e pode-se construir o sistema por etapas, aproveitando-se uma mesma parede vertical para duas unidades.

A proporção entre comprimento e largura fica a critério do projetista, mas reatores com lados iguais têm sempre um perímetro menor que um retângulo de mesma área, diminuindo o custo de construção. Se for possível construir o reator com paredes verticais circulares obtém-se, ainda, uma redução de 12% do perímetro construído, em relação ao quadrado (van Haandel e Lettinga, 1994).

2.8 PARÂMETROS DE PROJETO DO REATOR UASB

2.8.1 Tempo de detenção hidráulica - (TDH)

O tempo de detenção hidráulica (TDH) é definido como o tempo necessário para o esgoto afluente fazer o percurso dentro do reator desde a sua entrada até o ponto de saída do efluente (Equação 2.3).

O tempo de detenção hidráulica é o parâmetro operacional mais importante no desempenho do reator UASB. Para reatores de alta taxa como é o caso do UASB, consegue-se um bom desempenho com TDH relativamente curto, em torno de 6 horas (van Haandel e Lettinga, 1994).

$$TDH = V/Q \quad (2.3)$$

onde:

TDH : tempo de detenção hidráulica, h;

V : volume do reator, l;

Q : vazão de esgoto aplicada ao reator, l/h.

2.8.2 Velocidade ascendente do esgoto

A velocidade ascendente do esgoto no interior do reator UASB pode ser determinada utilizando a Equação 2.4. A velocidade ascendente depende da altura do reator e é inversamente proporcional ao TDH. Portanto, uma diminuição no TDH resulta num aumento da velocidade ascendente do esgoto e pode provocar uma redução no desempenho do reator, pois os sólidos são arrastados pelo fluxo de esgoto com alta velocidade, comprometendo a qualidade do efluente. Na prática de tratamento de esgoto com UASB, a velocidade ascendente do esgoto no interior do reator varia de 0,5 a 1,0 m/h (van Haandel e Lettinga, 1994; Tilche e Vieira, 1991).

Para reatores com a mesma altura, a velocidade ascendente depende do tempo de detenção hidráulica do esgoto afluente, mas consegue-se velocidades ascendentes diferentes em reatores operando com o mesmo TDH e mesmo volume, mas com alturas diferentes.

$$V_{asc} = H / TDH \quad (2.4)$$

onde:

V_{asc} : velocidade ascendente do esgoto no interior do reator, m/hr;

H : altura ou profundidade do reator, m;

TDH : tempo de detenção hidráulica do reator, h.

2.8.3 Carga hidráulica volumétrica

A vazão de esgoto aplicada a um reator UASB corresponde à carga hidráulica, mas quando se leva em conta o volume do reator, tem-se a carga hidráulica volumétrica, que equivale ao inverso do tempo de detenção hidráulica e é expressa pela equação abaixo, Equação 2.5:

$$CHV = Q/V = 1/TDH \quad (2.5)$$

onde:

CHV : carga hidráulica volumétrica, $m^3/m^3 \cdot dia$;

Q : vazão afluyente, m^3/dia ;

V : volume do reator, m^3 .

Nos sistemas de tratamento que não possuem tanques de equalização de vazão, a carga hidráulica volumétrica geralmente varia acompanhando as variações que naturalmente ocorrem com a vazão afluyente de um sistema de tratamento, mas essa variação não pode atingir valores elevados, para não comprometer o bom funcionamento do reator por carregamento da massa de lodo ativo. Esse parâmetro de projeto se torna um fator limitante de reatores tratando esgotos com baixa concentração de matéria orgânica.

Segundo dados experimentais, a carga hidráulica volumétrica não deve ultrapassar $5,0 m^3/m^3 \cdot dia$, que implica em TDH mínimo de 4,8 horas. Se esse valor máximo for ultrapassado, o funcionamento do reator pode ser prejudicado causando os seguintes prejuízos:

- perda excessiva de biomassa do sistema, devido à alta velocidade ascendente;
- diminuição do grau de estabilização dos sólidos devido à redução do tempo de residência celular (idade de lodo) e pode ocorrer que o tempo de crescimento da biomassa seja inferior ao tempo de permanência dessa no sistema (van Haandel e Lettinga, 1994; Chernicharo, 1997).

2.8.4 Carga orgânica volumétrica

A carga orgânica é a quantidade de matéria orgânica aplicada ao sistema por unidade de tempo. Quando se calcula a carga orgânica por unidade de volume do reator tem-se a carga orgânica volumétrica (ver a Equação 2.6).

$$COV = Q \times S / V \quad (2.6)$$

onde:

COV : carga orgânica volumétrica, kgDQO/m³.dia;

S : concentração de matéria orgânica, kgDQO/ m³.

Numa estação de tratamento, devido à variação natural da vazão e da concentração de substrato afluente ao longo do dia, a carga orgânica também apresenta variação. A carga orgânica pode se tornar um parâmetro limitante no tratamento de águas residuárias concentradas, isto ocorre quando o lodo ativo se torna incapaz de remover a matéria orgânica com a eficiência desejada, devido à carga orgânica excessiva.

O valor máximo recomendado para a carga orgânica volumétrica, em reatores UASB é de 15kgDQO/m³.dia (Chernicharo, 1997).

2.8.5 Carga biológica

A carga biológica é definida como a quantidade de matéria orgânica afluente por unidade de biomassa presente no reator (Equação 2.7) e pode ser utilizada para avaliar a atividade do lodo anaeróbio, pois expressa a relação alimento *versus* microrganismos do sistema. De acordo com o tipo de afluente a ser tratado, pode-se usar cargas biológicas em torno de 2,0 kgDQO/kgSVT.dia para reatores operando em estado estacionário, ou seja com o desempenho constante (Chernicharo, 1997).

$$CB = Q \times S / MXv \quad (2.7)$$

onde:

CB : carga biológica, kgDQO/kgSVT.dia;

MXv : massa de sólidos voláteis do lodo, kg SVT/m³.

2.8.6 Desempenho dos reatores UASB

O desempenho de reatores UASB é medido em termos de eficiência de remoção da matéria orgânica (DQO) e depende dos valores desse parâmetro na entrada e na saída do reator (Equação 2.8) (van Haandel e Lettinga, 1994).

$$EDQO_{rem.} (\%) = [(DQO_{af} - DQO_{ef}) / DQO_{af}] \times 100 \quad (2.8)$$

onde:

$E DQO_{rem.}$: eficiência de remoção da DQO afluente, %;

DQO_{af} : DQO afluente, *mg/l*;

DQO_{ef} : DQO efluente, *mg/l*.

2.8.7 Produção, característica e tratamento do lodo

O lodo anaeróbio é formado pela acumulação dos sólidos no interior do reator e suas características dependem das condições operacionais e da qualidade do afluente.

O lodo geralmente é formado por frações orgânicas e inorgânicas que são estimadas pelos sólidos voláteis e fixos, respectivamente. Quanto maior a fração orgânica do lodo melhor a sua qualidade, pois é nesta fração que se encontra a biomassa ativa.

Na fração do lodo inorgânico se encontra o material inerte que, como o próprio nome diz, não tem atividade biológica nenhuma e só faz volume no reator. Geralmente o lodo formado nos digestores anaeróbios, tratando esgoto doméstico, apresenta maior fração inorgânica (sólidos fixos) do que orgânica (sólidos voláteis), o que não é o melhor para o sistema.

A produção de lodo em sistemas anaeróbios é baixa, devido à baixa taxa de crescimento das bactérias anaeróbias que é em torno de 0,1 a 0,2 kgSST/kgDQO.

Quando a capacidade máxima de acumulação de lodo num reator for atingida e se não houver descarga de lodo de excesso, este será descarregado juntamente com o efluente em quantidade igual à produzida, mantendo constante a quantidade de massa do reator.

A capacidade máxima de acumulação de lodo anaeróbio em reatores UASB tratando esgoto doméstico, está em torno de 31 a 37,5 kgST/m³ e 9,4 a 12kgSTV/m³ (Haskoning, 1989).

A forma como o lodo fica distribuído ao longo do corpo do reator depende da característica de sedimentabilidade dele e da velocidade ascendente do esgoto no interior do reator. Mas, geralmente, o lodo mais concentrado e mais denso (40 a 100 gST/l) encontra-se na base do reator e esta concentração vai diminuindo até o topo do reator. Em média a concentração do lodo no reator anaeróbio está entre 15 e 35 gSST/l (van Haandel e Lettinga, 1994).

O lodo anaeróbio gerado no reator UASB já é estabilizado, facilitando o tratamento que pode consistir em uma desidratação em leitos de secagem, onde também ocorre um processo de remoção de patogênicos pelo longo período de exposição ao sol. Esse sistema é de simples operação e custo barato constituindo uma boa alternativa para o tratamento do lodo anaeróbio.

CAPÍTULO 3

MATERIAL E MÉTODOS

Com o objetivo de verificar o efeito da proporção entre a área e a profundidade sobre o desempenho de um reator UASB tratando esgoto bruto, foram fabricados e operados três reatores UASB, em escala piloto, com o mesmo volume, porém com áreas e alturas diferentes.

Os três reatores foram instalados ao ar livre e inoculados previamente com lodo de fossa séptica. Alimentados com a mesma vazão afluente e, conseqüentemente, tendo o mesmo tempo de detenção hidráulica, foram operados sob condições de estado estacionário, sem descarga de lodo de excesso.

O período de operação dos reatores, no estado estacionário, é caracterizado pela constância nos valores de DQO e sólidos sedimentáveis no efluente em níveis baixos.

A investigação experimental foi realizada no período de maio 1997 a janeiro de 1998, nas instalações do PROSAB - UFPB, no terreno da Companhia de Água e Esgotos da Paraíba (CAGEPA), localizado na avenida Consul José Noujaim Habib (Canal do Prado), bairro do Tambor, na cidade de Campina Grande - Paraíba.

No decorrer da investigação, distinguem-se cinco etapas, correspondendo, cada uma, a tempos de detenção hidráulica diferentes, dentro da faixa de 1,5 a 10 horas.

Nas seções que se seguem, são apresentados aspectos construtivos e operacionais dos reatores e descrição do sistema, bem como referências dos métodos analíticos utilizados para verificação e controle do desempenho dos reatores.

3.1 DESCRIÇÃO DO SISTEMA EXPERIMENTAL

O sistema experimental tinha como suporte uma estrutura de andaimes, formada por tubos de ferros de 1 1/2", encaixados. Essa estrutura se encontrava fixa a um piso de cimento e formava três plataformas, cujo acesso era feito através de escadas presas à estrutura.

A bomba dosadora e a parte elétrica/eletrônica foram instaladas na primeira plataforma. A segunda plataforma era usada para coleta de amostras do efluente dos reatores e perfis de sólidos da manta de lodo. Na terceira plataforma, encontrava-se a caixa de alimentação de esgoto e tinha-se acesso aos dispositivos de entrada dos reatores.

A Figura 3.1 mostra uma foto deste sistema, como também dos sistemas utilizados por outros pesquisadores. O esquema geral do sistema experimental está apresentado na Figura 3.2. As principais partes do sistema estão descritas nas subseções a seguir:

3.1.1 Unidade de alimentação dos reatores

A unidade de alimentação dos reatores era constituída pela: bomba submersa, caixa de alimentação do afluente, bomba dosadora (bomba peristáltica) e dispositivo de entrada dos reatores. Estes componentes tinham a função de coletar o esgoto, em um poço de visita do emissário que passa nas dependências da CAGEPA, e levar até o reator.



Figura 3.1 - Foto do sistema experimental nas instalações do PROSAB

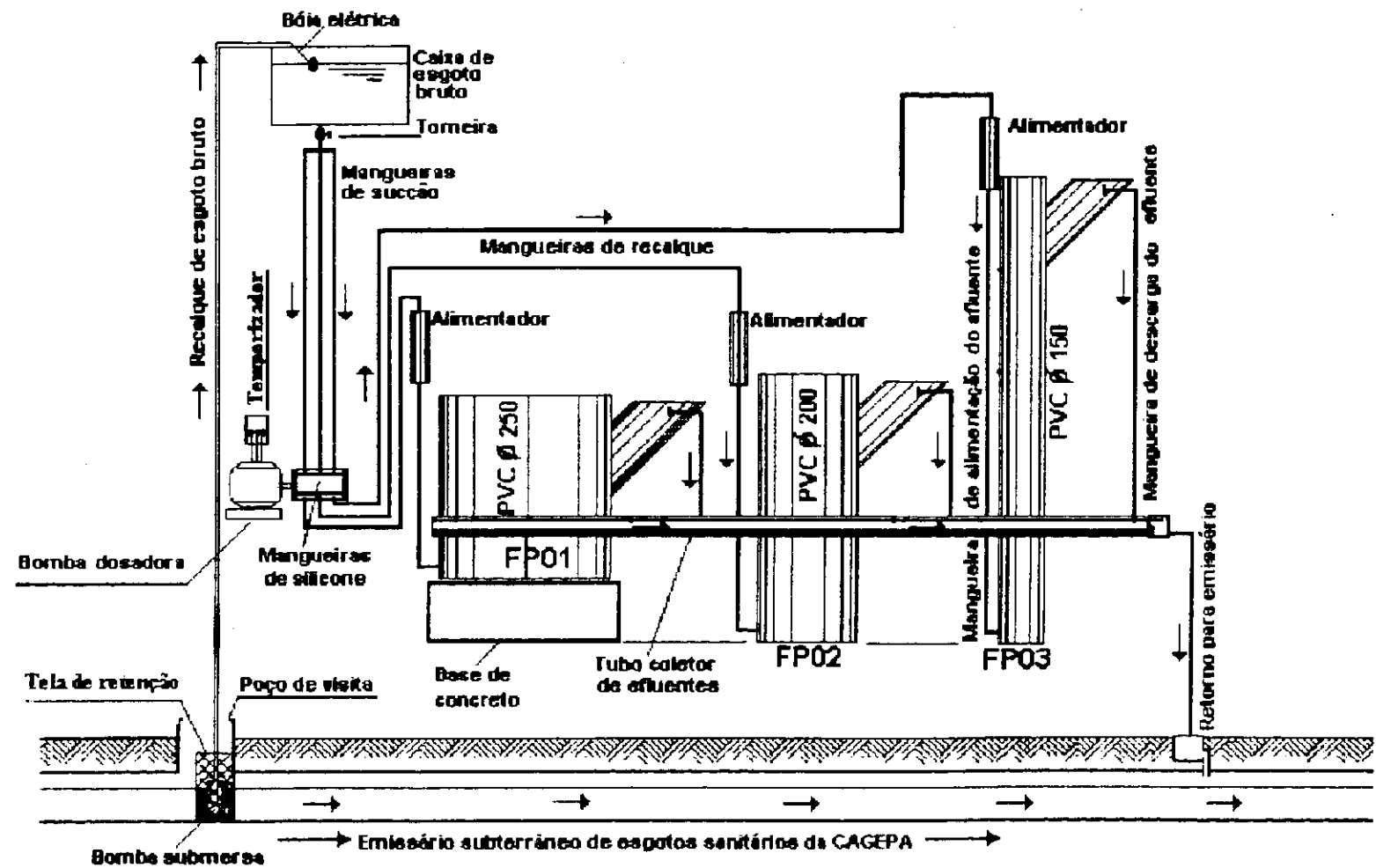


Figura 3.2 - Esquema geral do sistema experimental

Bomba Submersa

A alimentação dos reatores era feita com o esgoto bruto da cidade de Campina Grande. Uma bomba do tipo submersa, “bomba sapo”, recalrava o esgoto, para a caixa de alimentação, de um poço de visita do emissário subterrâneo de esgoto que passa no terreno aonde estava instalado o sistema experimental.

A bomba submersa era do tipo monofásica - 220V de fabricação HIDRAMAN, modelo número 265. Uma tela de nylon, com malha de 1,5 mm, envolvia a bomba para evitar a passagem de material grosseiro e, conseqüentemente, danos ao seu funcionamento. Seu funcionamento era intermitente e comandado por uma bóia elétrica de controle de nível superior, localizada na caixa de alimentação. A conexão da bomba com o reservatório de alimentação era feita através de um tubo de PVC de 3/4". A manutenção da bomba era feita semanalmente e consistia na limpeza da tela de nylon e do corpo da bomba. Ver na Figura 3.3 uma foto do poço de visita do emissário de Campina Grande aonde se encontrava a bomba submersa.



Figura 3.3 - Foto do poço de visita de onde era recalcado o esgoto para as unidades experimentais

Caixa de Alimentação do Afluente

A caixa de alimentação do afluente (Figura 3.4) era um reservatório de cimento amianto, com 100 litros de capacidade, dotada de uma bóia de controle automático que acionava ou interrompia o funcionamento da bomba submersa, mantendo o volume de esgoto entre os limites de 30 a 80% da capacidade do reservatório. Também denominada de caixa de passagem, possuía um ladrão formado por um tubo de PVC de 3/4" instalado na parte superior da caixa. Esse ladrão entrava em ação quando a bóia automática falhava retornando o esgoto excedente para o emissário, evitando o transbordamento e conseqüentemente, possíveis danos a parte elétrica/eletrônica do sistema que se encontrava instalada na plataforma inferior. Na parte inferior do reservatório foram instaladas torneiras do tipo fecho rápido, que permitiam a liberação do esgoto para a bomba dosadora, ou a interrupção desse fluxo para manutenção da mesma e/ou substituição de mangueiras. Semanalmente, era feita limpeza na caixa de alimentação juntamente com a limpeza da bomba submersa e da tela de proteção desta.



Figura 3.4 - Caixa de alimentação do afluente com bóia elétrica e ladrão

Bomba Dosadora

A bomba dosadora, utilizada no experimento, era do tipo peristáltica, com cabeçote aberto e capacidade para oito canais. Dos oito canais, apenas três eram utilizados, sendo um para cada reator. Responsável pelo recalque do esgoto bruto da caixa de alimentação até os dispositivos de entrada dos reatores, tinha seu funcionamento controlado por um temporizador (apenas nas duas primeiras etapas do experimento) para obter a vazão desejada. A bomba dosadora foi fabricada, em Campina Grande, pela YVEL, com motor EBERLE 380 V - trifásico e possuía um redutor de velocidade de 1:30 (de 1750 para 60 rpm), que acoplava o motor ao rotor. O rotor era formado por um eixo central e quatro roletes eqüidistantes deste eixo central. Nos roletes deslizavam três mangueiras de silicone de 10 mm de diâmetro, por onde fluía o esgoto bruto para alimentar cada um dos três reatores.

As conexões entre os três canais e a caixa de alimentação eram feitas com mangueiras plástica transparente de 10 mm de diâmetro, e o esgoto neste trecho flui por gravidade.

O ajuste da vazão era feito regulando-se a tensão da mangueira de silicone ou ajustando o temporizador. A bomba dosadora foi instalada na plataforma inferior da estrutura de andaimes para facilitar o acesso e a correção de algum problema que viesse a ocorrer. Ver na Figura 3.5 a foto da bomba dosadora acoplada ao sistema (quando em uso).



Figura 3.5 - Foto da bomba dosadora, tipo peristáltica, utilizada para alimentar os reatores

Dispositivo de Entrada - (Alimentador)

O dispositivo de entrada era o componente que recebia o esgoto bruto recalcado da caixa de alimentação e distribuía para o ponto de entrada do afluente na base do reator.

Também chamado de alimentador, era formado por um tubo de PVC de 100 milímetros de diâmetro e altura de 500 milímetros, com uma conexão tipo cap, de mesmo diâmetro, soldado na sua base. Da parte central do cap saía uma mangueira de plástico de ¾” que fazia a conexão do dispositivo de entrada com a parte inferior do reator (entrada do afluente no reator). Cada dispositivo de entrada estava instalado acima do topo do seu respectivo reator. O esgoto bruto recalcado da caixa de alimentação, pela bomba dosadora, entrava pela parte superior do alimentador através de uma mangueira plástica de 10 mm e fluía para o reator por gravidade (ver na Figura 3.2 - esquema geral).

3.1.2 REATORES

Neste experimento foram utilizados três reatores denominados de: FP 01, FP 02 e FP 03. Todos tinham o mesmo volume (90 litros), porém áreas e alturas diferentes. Suas principais dimensões, bem como a relação área/altura (A/H) de cada reator, estão na Tabela 3.1.

Os reatores estavam fixados na estrutura de andaimes e eram formados por dois tubos de PVC: um colocado verticalmente formando o “corpo” do reator, que constituía a área de digestão onde se encontrava o lodo ativo, e outro soldado ao anterior formando um braço com um ângulo de 45° com a horizontal, que constituía a área de decantação do reator. O esgoto entrava pela base do corpo do reator, passando pela manta de lodo no sentido ascendente. Ao longo do corpo do reator, encontravam-se pontos de amostragem da manta de lodo. O efluente deixava o reator na extremidade do seu braço. Ao longo desse braço havia a sedimentação de partículas de lodo carregados pelo efluente, que retornavam ao corpo do reator, mantendo assim uma concentração elevada de sólidos na zona de digestão. O biogás formado no processo de digestão fazia uma trajetória vertical, escapando para a atmosfera pelo topo do corpo do reator. Ver na Figura 3.6 o esquema dos reatores com suas dimensões e geometria, como também, as distâncias entre os pontos de amostragem da manta de lodo.

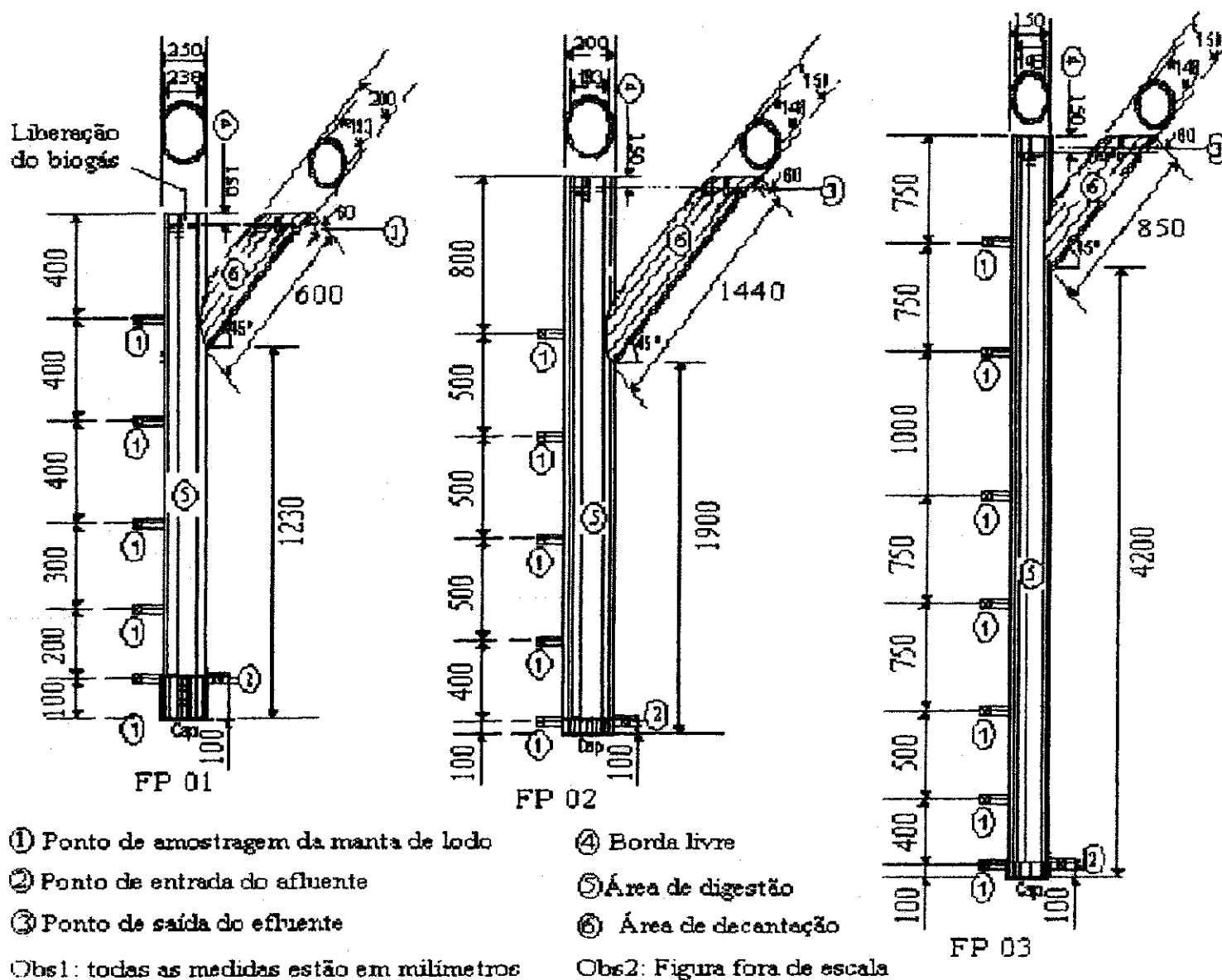


Figura 3.6 - Esquema dos três reatores utilizados no experimento com suas dimensões e geometria

Tabela 3.1 - Principais dimensões dos reatores

Parâmetro	FP 01	FP 02	FP 03
Altura - H - (m)	1,80	2,80	5,00
Diâmetro externo - De - (mm)	250	200	150
Diâmetro interno - Di - (mm)	236	193	148
Área interna - Ai - (m ²)	0,044	0,029	0,017
Volume - V - (l)	90,0	90,0	90,0
Relação área/altura - A/H - (m)	0,024	0,010	0,003

3.1.3 Sistema Elétrico/Eletrônico

Os componentes elétricos e eletrônicos utilizados no experimento foram montados na plataforma inferior da estrutura de andaimes e era composto por:

- temporizador;
- contactor e chave magnética;
- disjuntores e fusíveis;
- bóia elétrica de nível superior

O esquema geral do sistema elétrico/eletrônico, utilizado para controlar o sistema experimental, está mostrado na Figura 3.7.

Temporizador

O temporizador utilizado nesta pesquisa era de fabricação própria, mas com excelente qualidade, flexibilidade e confiabilidade. Possuía dois ajustes: um para o tempo em que o equipamento comandado (no caso a bomba dosadora) passaria ligada e o outro para o tempo em que esta permaneceria desligado.

Monofásico com alimentação de 220V/60 Hz, encontrava-se instalado na plataforma inferior da estrutura de andaimes. Era dotado de duas luzes de sinalização que, quando acesas, indicavam: temporizador energizado e bomba ligada. Foi utilizado, apenas, nas duas primeiras etapas do experimento, como artifício para obter vazões baixas, vazões estas menores que 20 l/h, que era a mínima que a bomba poderia fornecer.

O temporizador não comandava a bomba dosadora diretamente, necessitava de um conversor de 220V - monofásico para 380V - trifásico. Para isto, foi usado um artifício através de um contactor.

Contactador e Chave Magnética

O contactador é um dispositivo eletromecânico que é acionado por uma tensão de 220V na sua bobina e permite o fechamento de três contatos elétricos de alta corrente. Foi utilizado como conversor de tensão entre o temporizador e a bomba dosadora. Recebia tensão 220V - monofásica do temporizador e energizava com tensão de 380V - trifásica a bomba dosadora. Foi utilizado nas duas primeiras etapas do experimento, em conjunto com o temporizador.

A chave magnética era composta por um contactador acoplado a um relê térmico de proteção e dois botões que permitem comandar esse conjunto condicionado em uma caixa plástica. A chave magnética se desligava na falta de energia e, mesmo que a energia se normalizasse, a chave só era ligada com a intervenção de um operador para rearmá-la, evitando possíveis danos à bomba. Era de fabricação SIEMENS e foi utilizada para comandar a bomba sem o uso do temporizador, nas três últimas fases do experimento.

Fusíveis e Disjuntores

Fusíveis são elementos de proteção utilizados em circuito elétricos/eletrônicos para evitar danos aos componentes desse sistema. Foi utilizado um fusível de cinco ampères no temporizador.

Disjuntores são fusíveis eletrotérmicos que protegem os circuitos elétricos interrompendo a passagem de corrente elétrica superior à corrente nominal desses componentes. Foram utilizados para a alimentação/proteção do temporizador, bomba submersa e iluminação da estrutura de andaimes.

Bóia elétrica de nível superior

A bóia elétrica utilizada era de controle de nível superior, ou seja, desligava a bomba quando o reservatório estava cheio (80% de sua capacidade). Foi instalada na caixa de alimentação e comandava a bomba submersa do emissário de esgoto. Era de fabricação AQUAMATIC, com capacidade para 15 ampères. A bóia era regulada de forma que o nível superior do esgoto na caixa de passagem fosse abaixo do nível do ladrão e que seu nível inferior fosse de aproximadamente 30 % da capacidade deste reservatório de 100 L. Seu funcionamento era baseado em um contato de mercúrio que se fechava ou se abria de acordo com o movimento da bóia sobre o nível de esgoto na caixa de passagem. Ver Figura 3.4 a caixa de alimentação com bóia e ladrão.

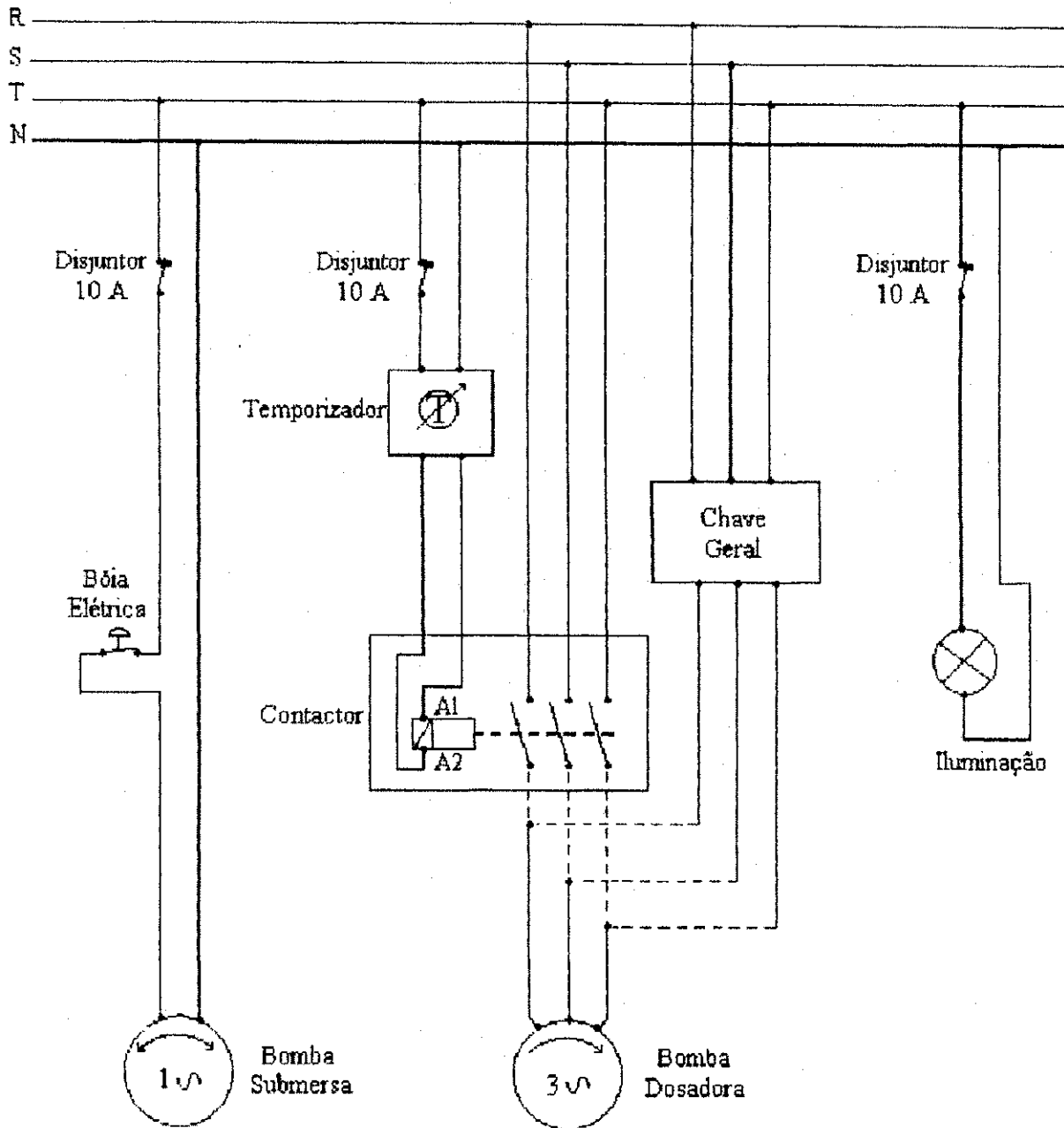


Figura 3.7 - Esquema geral do sistema elétrico/eletrônico utilizado para controlar o sistema experimental

3.2 OPERAÇÃO DO SISTEMA

A operação do sistema transcorreu sem problemas que pudessem prejudicar a pesquisa. Os reatores foram inoculados com lodo de fossa séptica e operados no período de maio de 1997 até janeiro de 1998. Durante os oito meses de operação foram feitos cinco experimentos, caracterizando cinco as etapas da pesquisa.

Durante os experimentos não houve descarga intencional de lodo de excesso, exceto ao final da 2ª Etapa na qual foi feita uma descarga de sólidos do fundo dos reatores, já que havia sido observada uma alta concentração de sólidos inorgânicos (areia).

Os dados para caracterização da estabilidade operacional, desempenho dos reatores e desenvolvimento da manta de lodo, foram obtidos quando os reatores passaram a trabalhar em regime estacionário, após um período de adaptação às novas condições operacionais.

Os três reatores foram operados simultaneamente com TDH decrescente de 10, 6, 4, 3, e 1,5 horas, correspondente as cinco etapas do experimento, para tal foram variadas as vazões afluentes de 9 até 60 l/h.

Como os reatores, embora de mesmo volume, tinham uma relação entre a área e a profundidade diferente, as velocidades ascendentes do fluxo no interior dos reatores também eram diferentes. A Tabela 3.2 resume as principais condições operacionais às quais foram submetidas os reatores em cada etapa, bem como o tempo de operação de cada experimento.

Tabela 3.2 - Parâmetros operacionais e período de operação dos três reatores nas cinco etapas do experimento

Etapas de Operação	TDH (horas)	Q (l/h)	Vasc (m/h)			Tempo de Operação (dia)	
			FP 01	FP 02	FP 03	Total	E.E.
1ª	10,0	9,0	0,18	0,28	0,50	75	53
2ª	6,0	15,0	0,30	0,47	0,83	57	50
3ª	4,0	22,5	0,45	0,70	1,25	33	27
4ª	3,0	30,0	0,60	0,93	1,67	48	42
5ª	1,5	60,0	1,20	1,87	3,33	26	19

TDH : tempo de detenção hidráulica, Q : vazão, Vasc : velocidade ascendente e E.E : estado estacionário

3.2.1 Descrição das etapas de operação

1ª. Etapa - TDH = 10.0 h

Antes de iniciar a alimentação dos reatores com esgoto bruto da cidade de Campina Grande, os três reatores foram inoculados com lodo proveniente de fossas sépticas. O volume de lodo do inóculo foi igual ao volume dos reatores, ou seja os reatores foram completamente cheios, correspondendo a 90 litros de lodo.

Com um tempo de detenção hidráulica de 10 horas e uma vazão de 9 l/h os reatores foram mantidos em operação durante o período de 75 dias, tendo início em 05 de maio permanecendo até 18 de julho de 1997. A vazão de 9 l/h foi conseguida utilizando-se um temporizador que controlava a operação da bomba dosadora, deixando 5 min ligada e 15 min desligada em ciclo, sendo que a bomba tinha uma vazão real de 36 l/h. Este artifício foi usado porque não se conseguia vazões abaixo de 20 l/h com uma boa uniformidade do fluxo e também porque as mangueiras de silicone da bomba peristáltica ficavam pouco tencionadas, provocando fluxo de afluentes para os reatores mesmo com a bomba desligada.

A partida dos três reatores previamente inoculados com lodo ocorreu após 22 dias de operação, no dia 27 de maio, quando então, os reatores passaram a operar no estado estacionário.

Após a coleta suficiente de dados para caracterização dessa primeira etapa, foi dado início à etapa seguinte.

2ª. Etapa - TDH = 6,0 h

Concluída a 1ª Etapa, sem ter sido feita a descarga intencional de lodo, foi dada início a 2ª Etapa, aumentando-se a vazão de esgoto afluente de 9 para 15 l/h, o que corresponde, para os três reatores a um tempo de detenção hidráulica de 6 horas. A vazão de 15 l/h foi conseguida, também, através do uso de um temporizador que mantinha a bomba 5 min ligada e 5 min desligada, em ciclo. A bomba tinha uma vazão real de 30 l/h.

Essa etapa ocorreu no período de 18 de julho a 12 de setembro de 1997, tendo uma duração de 57 dias. As condições de regime estacionário começaram após uma semana de operação. No final da 2ª etapa e antes de iniciar a 3ª foi feita uma descarga de lodo do fundo dos reatores com o objetivo de retirar o material inorgânico (areia) que se encontrava depositado, e que podia prejudicar a operação destes.

Esta descarga foi feita com base na análise do perfil de sólidos da manta de lodo, que mostrava uma grande concentração de sólidos inorgânicos nos primeiros pontos próximos à base dos reatores. Com os dados do perfil de sólidos foi estimado um volume de descarga de 10 litros de lodo de cada reator.

3ª Etapa - TDH = 4,0 h

Nesta etapa, o sistema foi operado com um tempo de detenção hidráulica de 4,0 horas e vazão de 22,5 l/h, sem o uso do temporizador, com a bomba dosadora funcionando as 24 horas do dia. A operação do sistema teve início no dia 12 de setembro de 97 e permaneceu por um período de 33 dias, até o dia 14 de outubro de 1997. No início da operação, foi observada uma maior concentração de sólidos no efluente, devido ao aumento da vazão que provocou um arraste do excesso de lodo dos reatores. Porém, após uma semana de operação, os reatores passaram a operar em regime estacionário, tendo sido coletados os dados para caracterização desta fase.

4ª Etapa - TDH = 3,0 h

Nesta etapa, sem ter sido descarregado intencionalmente lodo dos reatores, o sistema foi operado com um tempo de detenção hidráulica de 3,0 horas e uma vazão constante de 30 l/h, sem o uso do temporizador, com a bomba operando durante as 24 horas do dia. Essa etapa teve início no dia 24 de outubro de 97 e prolongou-se até o dia 10 de dezembro de 97, atingindo o estado estacionário no dia 30 de outubro 97, tendo, portanto, uma duração de 48 dias.

Era esperado que nesta etapa o sistema entrasse em colapso, ou seja, houvesse uma redução significativa do desempenho dos reatores, devido ao desequilíbrio entre as fermentações ácida e metanogênica. Como isto não aconteceu, foi decidido operar o sistema com um tempo de detenção hidráulica de 1,5 horas, menor do que os tempos usualmente encontrados na prática para tratamento de esgoto utilizando UASB. O objetivo era verificar o comportamento desses reatores sob condições de alta carga hidráulica, verificando se ocorria o colapso.

5ª Etapa TDH = 1,5 h

No dia 05/01/98 as vazões dos três reatores foram duplicadas, ou seja, passou para 60 l/h e conseqüentemente o tempo de detenção hidráulica foi reduzido para a metade 1,5 horas, que não é comum na prática de tratamento de esgoto utilizando reatores tipo UASB. Esta etapa do experimento teve início em 05 e terminou no dia 30 de janeiro de 1998 e teve uma duração de 26 dias, observando-se o início do estado estacionário a partir do dia 12 de janeiro 98.

3.3 MONITORAÇÃO DO SISTEMA

O monitoração do sistema consistia em aferir diariamente a vazão afluyente e, se necessário, ajustá-la ao valor estabelecido e coletar as amostras para análises dos parâmetros que caracterizassem o sistema experimental, para cada tempo de detenção hidráulica investigado, quanto a: estabilidade operacional (pH, temperatura - T, alcalinidade de bicarbonato - AB e ácidos graxos voláteis - AGV); ao desempenho dos reatores na remoção da matéria orgânica em termos de DQO e quanto ao desenvolvimento da manta de lodo.

As amostras para análises eram coletadas em bequeres, geralmente às oito horas da manhã e levadas imediatamente para análise no laboratório instalado no PROSAB. As amostras eram coletadas em quantidade mais que suficiente para garantir a repetição dos testes caso houvesse algum problema.

O excedente das amostras de lodo era retornado para os respectivos reatores para evitar decréscimo na manta de lodo. A Tabela 3.3 apresenta os parâmetros analisados, a natureza das amostras e a frequência de análises. As amostras do afluyente eram coletadas na caixa de alimentação, as do lodo eram coletadas nos pontos distribuídos ao longo do corpo do reator e as dos efluentes nos pontos de descarga de efluente de cada reator.

Em cada etapa foi realizado um perfil de 24 horas do esgoto bruto. Em cada perfil, amostras pontuais tomadas de 2 em 2 horas do esgoto bruto eram analisadas quanto a temperatura, pH, alcalinidade, concentração de ácidos graxos voláteis, sólidos e DQO. A partir do perfil de DQO foram obtidos fatores de correção para a DQO afluyente em cada etapa. Ver no Anexo , os resultados dos perfis e os fatores de correção da DQO afluyente.

Tabela 3.3 - Frequência, natureza e métodos empregados para determinação dos parâmetros analisados

PARÂMETRO	AMOSTRA	FREQÜÊNCIA	MÉTODO
<i>T</i> (°C)	afluente, efluente e manta de lodo	diária	potenciométrico marca ORION 240A
<i>pH</i>	afluente, efluente e manta de lodo	diária	potenciométrico marca ORION 240A
<i>DQO bruta</i> (mg/l)	afluente e efluente	2-5/semana	refluxo fechado
<i>DQO decantada</i> (mg/l)	sobrenadante do efluente decantado no cone de Imhoff	2-5/semana	refluxo fechado
<i>AB (mg CaCO₃)</i>	afluente e efluente	2-5/semana	DiLallo e Albertson (1961)
<i>AGV (mgHAc)</i>	afluente e efluente	2-5/semana	DiLallo e Albertson (1961)
<i>ST e SVT</i> (mg/l)	afluente, efluente e manta de lodo	1-2/quinzena	gravimétrico
<i>SST e SSV</i> (mg/l)	afluente e efluente	1-2/quinzena	gravimétrico
<i>Ssed. (ml/l)</i>	efluente	2-5/semana	cone de Imhoff

A seguir serão discutidos os parâmetros e os métodos utilizados para monitoração do sistema experimental.

Vazão

A medição da vazão era feita diariamente utilizando-se um cronômetro e uma proveta. O tempo de um minuto era cronometrado, enquanto se coletavam os efluentes dos reatores, assim eram obtidas as vazões em *ml/min* que eram, posteriormente, convertidas para *l/h*. Esta operação era feita em duplicata e as vazões dos reatores eram ajustadas sempre que o valor encontrado estivesse fora do valor determinado para cada etapa.

pH e Temperatura

O pH e a temperatura eram medidos simultaneamente através de um medidor digital logo após a coleta das amostras. O medidor da marca ORION modelo 240A era previamente aferido com soluções tampões padrões de pH 7,0 e 4,0. As amostras eram homogeneizadas através de um agitador magnético, durante a leitura desses parâmetros.

AT, AB e AGV

A determinação desses três parâmetros eram feitas seqüencialmente com uma mesma amostra, seguindo o procedimento descrito por Dilallo e Albertson (1961). Esse procedimento consiste na titulação de um volume conhecido da amostra previamente filtrada (V_{am}) com uma solução ácida de concentração normal conhecida (N_{ac}) até um valor de pH = 4,0 prefixado, anotando-se o volume gasto do titulante (V_{ac}).

A alcalinidade total (AT) é então calculada em termos de $CaCO_3$ como

$$AT = (V_{ac} \times N_{ac} / V_{am}) \times 50000, \quad \text{mgCaCO}_3/l \quad (3.1)$$

Onde : 50000 é o fator de conversão de *eq/l* para *mg/l* como $CaCO_3$.

O passo seguinte é o abaixamento do pH da amostra de 4,0 para 3,5 para assegurar que toda a alcalinidade devida ao sistema carbônico foi transformada em ácido carbônico - H_2CO_3 / CO_2 , depois a amostra é fervida por aproximadamente 3 minutos para eliminação da acidez mineral (CO_2) e resfriada.

Para a determinação da alcalinidade dos ácidos voláteis - AAV, primeiro se eleva o pH da amostra para 4,0 com uma solução de NaOH de concentração normal conhecida (N_b) para depois, se proceder com a titulação, utilizando a mesma solução de NaOH, do pH = 4,0 até pH = 7,0, anotando-se o volume gasto para elevar o pH neste intervalo (V_b). A alcalinidade devida a os ácidos graxos voláteis - AAV é então determinada em termos de $CaCO_3$ como:

$$AAV = (V_b \times N_b / V_{am}) \times 50000, \quad \text{mgCaCO}_3/l \quad (3.2)$$

Dilallo e Albertson (1961) consideram que, quando a alcalinidade do ácido volátil - AAV é menor que 180 $mgCaCO_3/l$; a concentração de ácidos graxos voláteis - AGV é igual à alcalinidade de ácidos voláteis - AAV.

$$AAV = AGV, \quad \text{quando } AAV \leq 180 \text{ mgCaCO}_3/\text{l}. \quad (3.3)$$

A alcalinidade de bicarbonato (AB) é então calculada em termos de CaCO_3 como:

$$AB = AT - AAV \quad (3.4)$$

No caso de $AAV > 180 \text{ mgCaCO}_3/\text{l}$:

$$AGV = 1,5 \times AAV \quad (3.5)$$

Dessa forma a concentração de AGV em termos de ácido acético (mgHAc/l) pode ser determinada como:

$$AGV = 1,2 \times AAV, \quad \text{para } AAV \leq 180 \text{ mgCaCO}_3/\text{l} \quad (3.6)$$

$$AGV = 1,2 \times 1,5 \times AAV, \quad \text{para } AAV > 180 \text{ mgCaCO}_3/\text{l} \quad (3.7)$$

onde : 1,2 é o fator de conversão de mgCaCO_3/l para mgHAc/l

Neste experimento foram utilizadas soluções padrões de HCl e NaOH para a determinação de AT e AGV respectivamente. Todos os resultados das análises de AAV determinados, deram menor que $180 \text{ mgCaCO}_3/\text{l}$ sendo, portanto, a concentração de AGV determinada, em termos de mgHAc/l , como: $1,2 \times AAV$.

Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Foi determinada pelo método de refluxo fechado com amostra de 2,5 ml, seguindo recomendações do (APHA, 1995). Foram utilizadas amostras do afluente bruto e do efluente bruto e decantado após 1 hora em cone de Imhoff.

Os valores pontuais da DQO do afluente foram corrigidos para refletir a DQO média diária do afluente, seguindo procedimento recomendado por Van Haandel e Lettinga, 1994. Ver Anexo - os fatores de correção da DQO afluente, obtidos a partir dos perfis de 24 horas.

Sólidos totais e sólidos suspensos

Sólidos totais (ST), sólidos voláteis totais (SVT), sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV), foram feitos segundo procedimentos descritos no (APHA, 1995).

Sólidos Sedimentáveis (Ssed)

A determinação dos Sólidos Sedimentáveis (Ssed) do efluente dos três reatores era feita, deixando-se um volume de 1 litro do efluente em repouso, por 1 hora, num cone de Imhoff, lendo-se então o volume de sólidos sedimentados (APHA, 1995).

Desenvolvimento da manta de lodo

Para acompanhar o comportamento da manta de lodo, foram coletadas amostras nos pontos distribuídos ao longo do corpo dos reatores e em seguida, determinada as concentrações de lodo nesses pontos segundo a análise de sólidos totais, em suas parcelas fixa e volátil descrita no (APHA, 1995).

Para determinar a massa de lodo contida nos reatores foi definido um volume de influência, ou seja, um volume no qual a concentração de sólidos, determinada para cada ponto de amostragem, fosse representativa. Ver Tabela 3.4 com estes pontos e os respectivos volumes de influência. Essa definição foi a melhor estimativa disponível. Para determinar o volume de influência, cada reator foi dividido, de forma fictícia, em seções equidistantes aos pontos de amostragem. Ver na Figura 3.8 as alturas de influência para cada ponto de amostragem da manta de lodo nos reatores.

Dessa forma a massa de lodo no reator pode ser calculada como:

$$M = \sum_{i=1}^{i=n} C_i V_i \quad (3.8)$$

onde:

M : massa de lodo no reator, kg;

C_i : concentração de lodo nos pontos de amostragem "i", kgST/m³;

V_i : volume de influência dos pontos de amostragem, m³;

n : número do ponto de amostragem.

Tabela 3.4 - Volumes de influência dos pontos de amostragem da manta de lodo

Pontos de amostragem	Concentração dos pontos	Volumes de Influência (l)		
		FP 01	FP 02	FP 03
P1	C ₁	8,90	8,78	5,16
P2	C ₂	11,12	13,16	7,74
P3	C ₃	15,57	14,63	10,75
P4	C ₄	17,80	14,63	12,90
P5	C ₅	17,80	19,02	15,05
P6	C ₆	-	-	15,05
P7	C ₇	-	-	12,90

Obs : - Indica que o reator não possui este ponto de amostragem

Os volumes de influência foram calculados a partir das Equações 3.9 e 3.10.-

$$V_i = A_i \times H \quad (3.9)$$

$$A_i = \pi \times D_i^2 \div 4 \quad (3.10)$$

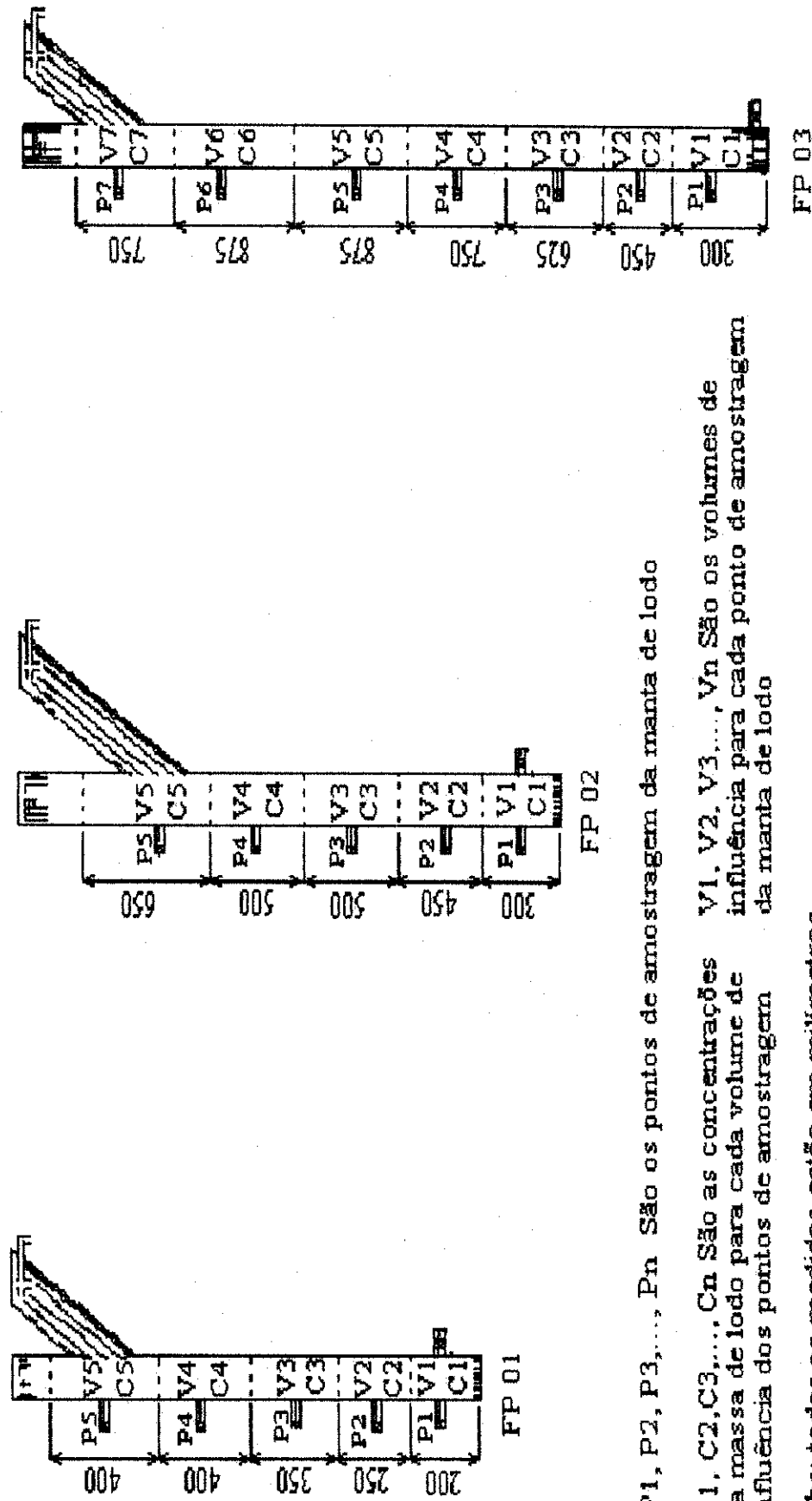
onde:

V_i : volume de influência;

A_i : a área interna do reator;

H_i : altura de influência dos pontos de amostragem;

D_i : diâmetro interno.



P1, P2, P3, ..., Pn São os pontos de amostragem da manta de lodo
 C1, C2, C3, ..., Cn São as concentrações V1, V2, V3, ..., Vn São os volumes de
 da massa de lodo para cada volume de influência para cada ponto de amostragem
 influência dos pontos de amostragem da manta de lodo

Obs: todas as medidas estão em milímetros

Figura 3.8 - Representação dos três reatores utilizados no experimento com as respectivas alturas de influência dos pontos de amostragem da manta de lodo

CAPÍTULO 4

APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS

4.1 INTRODUÇÃO

No presente capítulo estão apresentados os dados experimentais obtidos de um acompanhamento intensivo da operação dos três reatores UASB, nas cinco etapas da investigação experimental. Conforme mostrado na Tabela 3.1, os três reatores utilizados nos experimentos, possuem relações área/profundidade diferentes, e conseqüentemente, velocidades ascendentes diferentes, para um mesmo tempo de detenção hidráulica (TDH), ou seja para uma mesma etapa.

A Tabela 3.2 apresenta o resumo das principais condições operacionais às quais foram submetidas os três reatores em cada etapa, bem como o tempo de operação de cada experimento.

A metodologia, a natureza das amostras e a frequência de análises para cada parâmetro, estão indicadas na Tabela 3.3.

Os dados experimentais apresentados se referem às médias aritméticas semanais dos valores de cada parâmetro, determinados de amostras tomadas às 8 horas. Levando-se em consideração as variações diárias das características do afluente, a DQO afluente foi corrigida, a fim de que refletisse a média diária, aplicando-se um fator de correção para cada etapa de operação, de acordo com o determinado nas campanhas de amostragem de 24 horas do afluente, feitos no período de coleta dos dados de cada etapa (ver Anexo).

A tabela 4.1 apresenta os períodos de investigação e de análises de cada etapa, bem como o fator de correção da DQO afluente para cada um dos cinco experimentos.

Todos os dados apresentados neste capítulo foram obtidos no período de estado estacionário (período de análise). O período de estado estacionário é caracterizado pela constância, ou pequenas variações, nos valores dos parâmetros analisados. Os dados obtidos na fase de transição, entre as etapas, não estão relatados por mostrarem dados confusos em termos de flutuação de valores. Foram feitas determinações nessa fase com o objetivo de detectar o início da operação dos reatores no estado estacionário, que é o período que permite estabelecer conclusões, a partir da avaliação e discussão dos dados.

Tabela 4.1 - Período de investigação, período de análises e fatores de correção para cada etapa do experimento

Etapa de operação	Período de investigação		Período de análises		Fator (Fc)
	Início	Fim	Início	Fim	
1ª	05/05/97	18/07/97	27/05/97	18/07/97	1,22
2ª	18/07/97	12/09/97	25/07/97	12/09/97	1,10
3ª	12/09/97	14/10/97	18/09/97	14/10/97	0,99
4ª	24/10/97	10/12/97	30/10/97	10/12/97	0,90
5ª	05/01/98	30/01/98	12/01/98	30/01/98	1,10

Fc : fator de correção da DQO afluente

Neste capítulo, os resultados de todas as etapas relativos a cada parâmetro do afluente e efluente dos três reatores estão reunidos em uma mesma tabela e em um único gráfico, permitindo fazer comparação entre os dados dos reatores numa mesma etapa e entre etapas distintas.

Os resultados estão apresentados quanto à estabilidade operacional (pH, temperatura, alcalinidade de bicarbonato e ácidos graxos voláteis), quanto ao desempenho (eficiência de remoção da DQO) e quanto ao desenvolvimento da manta de lodo (sólidos e massa de lodo).

Foram feitas coletas de dados meteorológicos no Setor de Meteorologia da Embrapa Algodão em Campina Grande - PB, relativos ao período de análises em cada etapa do experimento, como estão mostrados na Tabela 4.2. Com esses dados pode-se verificar em que condições meteorológicas foram obtidos os valores dos parâmetros monitorados nos três reatores durante os cinco experimentos.

Tabela 4.2 - Dados meteorológicos para cada etapa da investigação experimental

Etapa de operação	Período de coleta dos dados		Temperatura do ar (°C)			U.R.A. média (%)	P.P. (mm)	
	Início	Fim	Mín	Méd	Máx		Méd	total
1ª	27/05/97	18/07/97	16,6	22,2	28,0	83,4	3,93	84,30
2ª	25/07/97	12/09/97	16,1	21,8	30,5	76,7	1,30	66,50
3ª	18/09/97	14/10/97	18,2	23,7	32,7	67,0	0,00	0,00
4ª	30/10/97	10/12/97	18,2	24,7	33,3	65,4	0,03	1,80
5ª	12/01/98	30/01/98	21,5	25,9	33,7	73,0	0,53	10,90

Fonte: Setor de Meteorologia da Embrapa Algodão, Campina Grande - PB

U.R.A : unidade relativa do ar

P.P : precipitação pluviométrica

4.2 ESTABILIDADE OPERACIONAL DOS REATORES

4.2.1 pH

Os valores do pH médio semanal do afluente e efluente dos três reatores monitorados, estão apresentados na Tabela 4.3, para as cinco etapas do experimento. Nessa Tabela constam, também, os valores médios, máximos e mínimos para cada etapa.

Observa-se na Tabela 4.3 que os valores do pH, do afluente e efluente dos três reatores, exibiram pequenas variações em torno do valor neutro ($\text{pH} = 7,0$), para todas as etapas do experimento. O menor valor de pH do efluente observado foi de 6,6 para o reator FP 01 na quarta etapa do experimento e o maior foi de 7,3 para o reator FP 03 na segunda etapa do experimento. O reator FP 03 apresentou um pH efluente médio ligeiramente superior ao reator FP 02 e este, por sua vez, maior que o reator FP 01 em toda as etapas do experimento. Os valores médios do pH do afluente, para as cinco etapas, foi de 7,2 com um máximo de 7,5 e mínimo de 6,9.

O pH ao longo da manta de lodo está apresentado, por reator, para todas as etapas do experimento nas Tabelas 4.4, 4.5 e 4.6 para os reatores FP 01, FP 02 e FP 03, respectivamente. Os valores médios, máximos e mínimos, para cada etapa, estão também contidos nessas tabelas.

Pode-se verificar nas Tabelas 4.4, 4.5 e 4.6 que o menor valor de pH foi de 6,3, que apareceu esporadicamente nos primeiros pontos de amostragem dos três reatores. O maior valor foi de 7,0 no ponto P5 do reator FP 01 e na segunda etapa do experimento. O pH médio do conteúdo dos reatores variou de 6,5 a 6,8, considerando-se todas as etapas do experimento.

4.2.2 Temperatura

Os valores médios semanais da temperatura afluente e efluente dos três reatores nas cinco etapas do experimento, estão apresentados também na Tabela 4.3.

Os valores da temperatura, do afluente e efluente dos três reatores, não apresentaram grandes variações para uma mesma etapa. A temperatura do afluente apresentou um valor médio de 1°C acima da temperatura do efluente, considerando uma mesma etapa. Durante todo o experimento os efluentes dos reatores apresentaram valores de temperatura superiores a 22°C .

Tabela 4.3 - Valores médios semanais do pH e da temperatura do afluente e efluente dos três reatores nas cinco etapas do experimento

Etapas - TDH	Semanas de operação	Afluente		FP 01		FP 02		FP 03	
		pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)
1ª - 10,0h	1	6,9	27	6,8	27	6,7	27	7,0	28
	2	7,0	26	6,8	26	6,8	26	7,1	26
	3	7,5	25	6,9	23	6,9	23	7,0	23
	4	7,4	25	6,9	22	6,8	22	6,9	23
	5	7,4	24	7,1	23	7,2	23	7,2	23
	6	7,1	24	6,9	23	6,8	23	6,9	23
	Média	7,2	25	6,9	24	6,9	24	7,0	24
	Máximo	7,5	27	7,1	27	7,2	27	7,2	28
	Mínimo	6,9	24	6,8	22	6,7	22	6,9	23
2ª - 6,0h	1	7,3	24	7,0	26	7,0	25	7,3	25
	2	7,4	24	6,7	22	6,8	23	6,9	22
	3	7,5	24	6,9	24	7,0	24	7,1	24
	4	7,5	24	6,9	23	6,9	23	7,0	25
	5	7,4	25	6,9	23	6,9	23	7,1	23
	6	7,3	25	6,9	24	7,0	24	7,1	23
	7	7,3	26	6,8	25	6,8	23	6,9	23
	Média	7,4	25	6,9	24	6,9	23	7,0	23
	Máximo	7,5	26	7,0	26	7,0	25	7,3	25
Mínimo	7,3	24	6,7	22	6,8	23	6,9	22	
3ª - 4,0h	1	7,3	25	6,9	25	6,9	25	6,9	27
	2	7,2	27	6,7	23	6,8	23	6,9	22
	3	7,3	27	6,8	25	6,8	25	6,9	25
	4	7,3	27	6,8	26	6,9	26	7,0	26
	5	7,3	27	6,8	27	6,8	27	7,0	26
	Média	7,3	27	6,8	25	6,8	25	6,9	25
	Máximo	7,3	27	6,9	27	6,9	27	7,0	27
Mínimo	7,2	25	6,7	23	6,8	23	6,9	22	
4ª - 3,0h	1	7,3	28	6,7	28	6,8	28	6,9	28
	2	7,3	28	6,7	30	6,8	30	6,9	29
	3	7,3	28	6,6	26	6,9	25	7,0	24
	4	7,2	28	6,7	31	7,0	29	7,1	28
	5	7,1	28	6,7	28	6,8	31	7,0	30
	6	7,2	28	6,7	29	6,9	30	7,0	29
	Média	7,2	28	6,7	29	6,9	29	7,0	28
Máximo	7,3	28	6,7	31	7,0	31	7,1	30	
Mínimo	7,1	28	6,6	26	6,8	25	6,9	24	
5ª - 1,5h	1	7,1	29	6,7	28	6,8	29	6,8	28
	2	7,2	29	6,8	28	6,8	28	7,0	27
	3	7,3	29	6,8	29	6,8	29	6,9	29
	Média	7,2	29	6,8	28	6,8	29	6,9	28
	Máximo	7,3	29	6,8	29	6,8	29	7,0	29
Mínimo	7,1	29	6,7	28	6,8	28	6,8	27	

TDH : tempo de detenção hidráulica

Tabela 4.4 - Valores médios semanais do pH e da temperatura ao longo do corpo do reator FP 01 nas cinco etapas do experimento

Etapas - TDH	Semanas de Operação	pH e temperatura dos pontos de amostragem da manta de lodo									
		P1		P2		P3		P4		P5	
		pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)
1ª - 10,0h	1	6,4	25	6,6	25	6,6	25	6,7	25	6,8	25
	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3	6,4	29	6,4	28	6,4	28	6,5	28	6,6	28
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	5	6,7	23	6,7	23	6,6	23	6,8	24	6,9	24
	6	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	Média	6,5	26	6,6	26	6,5	26	6,7	26	6,7	26
Máximo	6,7	29	6,7	28	6,6	28	6,8	28	6,9	28	
Mínimo	6,4	23	6,4	23	6,4	23	6,5	24	6,6	24	
2ª - 6,0h	1	6,7	23	6,7	23	6,6	23	6,8	24	7,0	24
	2	6,3	23	6,5	23	6,4	23	6,4	23	6,7	22
	3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	6,5	25	6,6	25	6,6	25	6,7	25	6,8	25
	5	6,6	25	6,5	24	6,6	24	6,6	24	6,9	24
	6	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	7	6,4	28	6,4	28	6,4	28	6,5	28	6,6	29
Média	6,5	25	6,5	25	6,5	25	6,6	25	6,8	25	
Máximo	6,7	28	6,7	28	6,6	28	6,8	28	7,0	29	
Mínimo	6,3	23	6,4	23	6,4	23	6,4	23	6,6	22	
3ª - 4,0h	1	6,3	23	6,3	23	6,3	23	6,3	23	6,4	22
	2	6,5	31	6,4	30	6,5	31	6,5	31	6,6	31
	3	6,6	25	6,5	25	6,5	26	6,7	25	6,7	25
	4	6,7	30	6,6	29	6,6	29	6,7	30	6,8	30
	5	6,3	31	6,3	30	6,4	30	6,4	30	6,6	31
	Média	6,5	28	6,4	28	6,4	28	6,5	28	6,6	28
Máximo	6,7	31	6,6	30	6,6	31	6,7	31	6,8	31	
Mínimo	6,3	23	6,3	23	6,3	23	6,3	23	6,4	22	
4ª - 3,0h	1	6,6	29	6,6	28	6,6	29	6,7	29	6,8	29
	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3	6,6	31	6,6	32	6,6	31	6,6	32	6,6	32
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	5	6,5	29	6,5	29	6,6	29	6,6	29	6,6	29
	6	6,6	30	6,6	31	6,6	31	6,6	30	6,7	31
Média	6,6	30	6,6	30	6,6	30	6,6	30	6,7	30	
Máximo	6,6	31	6,6	32	6,6	31	6,7	32	6,8	32	
Mínimo	6,5	29	6,5	28	6,6	29	6,6	29	6,6	29	
5ª - 1,5h	1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	2	6,6	30	6,7	30	6,6	30	6,6	30	6,6	30
	3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

P1, P2, P3, ..., Pn : pontos de amostragem da manta de lodo

— : indica que não foi medido

Tabela 4.5 - Valores médios semanais do pH e da temperatura ao longo do corpo do reator FP 02 nas cinco etapas do experimento

Etapas - TDH	Semanas de Operação	pH e temperatura dos pontos de amostragem da manta de lodo									
		P1		P2		P3		P4		P5	
		pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)
1 ^a - 10,0h	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3	6,5	28	6,5	29	6,5	29	6,5	29	6,6	28
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	5	6,7	24	6,7	23	6,7	22	6,8	23	6,8	23
	6	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	Média	6,6	26	6,6	26	6,6	26	6,7	26	6,7	26
	Máximo	6,7	28	6,7	29	6,7	29	6,8	29	6,8	28
Mínimo	6,5	24	6,5	23	6,5	22	6,5	23	6,6	23	
2 ^a - 6,0h	1	6,7	23	6,7	23	6,7	22	6,9	23	6,8	23
	2	6,3	22	6,4	22	6,4	23	6,5	22	6,6	22
	3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	6,7	25	6,6	25	6,6	25	6,7	25	6,6	25
	5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	6,6	24	6,6	24	6,6	24	6,6	24	6,6	24
	7	6,5	28	6,5	29	6,5	29	6,5	29	6,6	28
Média	6,6	24	6,5	25	6,6	25	6,6	25	6,6	24	
Máximo	6,7	28	6,7	29	6,7	29	6,9	29	6,8	28	
Mínimo	6,3	22	6,4	22	6,4	22	6,5	22	6,6	22	
3 ^a - 4,0h	1	6,5	23	6,4	22	6,4	23	6,5	22	6,6	22
	2	6,6	31	6,5	31	6,5	31	6,6	31	6,5	32
	3	6,5	25	6,5	25	6,6	25	6,6	25	6,6	25
	4	6,7	30	6,7	30	6,7	30	6,6	30	6,6	30
	5	6,4	31	6,4	31	6,5	31	6,5	31	6,5	31
	Média	6,5	28	6,5	28	6,5	28	6,6	28	6,6	28
	Máximo	6,7	31	6,7	31	6,7	31	6,6	31	6,6	32
Mínimo	6,4	23	6,4	22	6,4	23	6,5	22	6,5	22	
4 ^a - 3,0h	1	6,8	30	6,8	30	6,9	30	6,8	30	6,8	30
	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3	6,6	31	6,6	32	6,6	32	6,6	32	6,6	32
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	5	6,6	28	6,5	30	6,6	30	6,6	30	6,6	28
	6	6,6	31	6,6	31	6,6	31	6,6	31	6,6	31
	Média	6,6	30	6,6	31	6,6	31	6,7	31	6,7	30
Máximo	6,8	31	6,8	32	6,9	32	6,8	32	6,8	32	
Mínimo	6,6	28	6,5	30	6,6	30	6,6	30	6,6	28	
5 ^a - 1,5h	1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	2	6,6	29	6,6	30	6,6	31	6,6	31	6,6	31
	3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

P1, P2, P3, ..., Pn : pontos de amostragem da manta de lodo

— : indica que não foi medido

Tabela 4.6 - Valores médios semanais do pH e da temperatura ao longo do corpo do reator FP 03 nas cinco etapas do experimento

Etapas - IDH	Semanas de Ouração	pH e temperatura dos pontos de amostragem da manta de lodo													
		P1		P2		P3		P4		P5		P6		P7	
		pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)
1ª - 10,0h	1	6,3	24	6,5	24	6,5	24	6,5	25	6,7	25	6,6	25	6,6	25
	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3	6,7	28	6,4	29	6,5	29	6,5	29	6,5	30	6,6	30	6,6	30
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	5	6,9	23	6,8	23	6,7	22	6,8	23	6,8	22	6,9	23	6,8	23
	6	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	Média	6,6	25	6,5	25	6,6	25	6,6	25	6,7	26	6,7	26	6,7	26
Máximo	6,9	28	6,8	29	6,7	29	6,8	29	6,8	30	6,9	30	6,8	30	
Mínimo	6,3	23	6,4	23	6,5	22	6,5	23	6,5	22	6,6	23	6,6	23	
2ª - 6,0h	1	6,9	23	6,8	23	6,7	22	6,8	23	6,8	22	6,9	23	6,8	23
	2	6,3	22	6,5	22	6,4	22	6,5	22	6,6	22	6,6	22	6,5	22
	3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	6,3	24	6,5	24	6,5	24	6,5	25	6,6	25	6,6	25	6,7	25
	5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	6,7	24	6,7	24	6,7	24	6,8	24	6,7	24	6,7	24	6,8	24
	7	6,6	28	6,4	29	6,5	29	6,5	29	6,5	30	6,6	30	6,5	30
Média	6,6	24	6,6	24	6,6	24	6,6	24	6,6	25	6,7	25	6,7	25	
Máximo	6,9	28	6,8	29	6,7	29	6,8	29	6,8	30	6,9	30	6,8	30	
Mínimo	6,3	22	6,4	22	6,4	22	6,5	22	6,5	22	6,6	22	6,5	22	
3ª - 4,0h	1	6,3	23	6,3	22	6,4	22	6,5	22	6,5	22	6,5	22	6,4	22
	2	6,6	31	6,6	31	6,6	31	6,6	32	6,6	32	6,6	33	6,5	31
	3	6,7	25	6,5	24	6,6	24	6,6	24	6,7	25	6,7	25	6,6	24
	4	6,8	29	6,8	29	6,8	30	6,8	30	6,8	30	6,8	30	6,8	30
	5	6,5	30	6,5	30	6,5	31	6,5	31	6,5	31	6,5	31	6,5	31
	Média	6,6	28	6,5	27	6,6	28	6,6	28	6,6	28	6,6	28	6,6	28
	Máximo	6,8	31	6,8	31	6,8	31	6,8	32	6,8	32	6,8	33	6,8	31
Mínimo	6,3	23	6,3	22	6,4	22	6,5	22	6,5	22	6,5	22	6,4	22	
4ª - 3,0h	1	6,8	29	6,8	30	6,8	30	6,9	30	6,8	30	6,9	30	6,9	30
	2	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	3	6,6	31	6,5	31	6,5	32	6,7	32	6,6	32	6,6	33	6,6	32
	4	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	5	6,6	28	6,6	28	6,6	27	6,6	28	6,6	29	6,6	29	6,6	29
	6	6,6	30	6,7	30	6,7	30	6,8	31	6,7	31	6,7	31	6,7	31
	Média	6,6	29	6,6	30	6,6	30	6,7	30	6,7	30	6,7	30	6,7	30
Máximo	6,8	31	6,8	31	6,8	32	6,9	32	6,8	32	6,9	33	6,9	32	
Mínimo	6,6	28	6,5	28	6,5	27	6,6	28	6,6	29	6,6	29	6,6	29	
5ª - 1,5h	1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	2	6,6	31	6,6	30	6,6	30	6,7	30	6,6	30	6,7	30	6,6	30
	3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—

P1, P2, P3, ..., Pn : pontos de amostragem da manta de lodo

— : indica que não foi medido

Os maiores valores de temperatura do afluente e efluente, foram observados na 4ª e 5ª etapas (verão), tendo-se valores máximos de 29 e 31°C, respectivamente. Os menores valores de temperatura do afluente e efluente dos reatores foram de 24 e 22°C, respectivamente, e ocorreram nas duas primeiras etapas do experimento (inverno).

As temperaturas médias semanais da manta de lodo dos três reatores e os valores médios, máximos e mínimos para cada etapa do experimento, encontram-se nas Tabelas 4.4, 4.5 e 4.6 para os reatores FP 01, FP 02 e FP 03, respectivamente.

A temperatura da manta de lodo dos três reatores apresentou valores médios que variaram de 24 a 28°C nas etapas 1, 2 e 3 e de 30 a 31°C nas etapas 4 e 5.

Ao longo da coluna dos reatores as variações máximas foram observadas nas três primeiras etapas (entre 5 e 8°C) e nas etapas 4 e 5 essa variação foi de 3°C.

4.2.3 Alcalinidade de bicarbonato

Os valores da alcalinidade de bicarbonato do afluente e efluente dos três reatores e para as cinco etapas do experimento, estão apresentados na Tabela 4.7. De acordo com essa tabela, os valores médios semanais da alcalinidade dos três reatores nas cinco etapas variaram entre 4,6 e 6,5 para o afluente e 4,7 e 6,9 *meq/l* para o efluente. Observa-se que, mesmo para TDH de apenas 1,5h e quando a alcalinidade afluente apresentou o menor valor (4,6 *meq/l*), a alcalinidade do efluente se manteve acima de 5,3 *meq/l*.

Na Tabela 4.7, observa-se que os três reatores apresentaram valores de alcalinidade no efluente próximos entre si, em todas as etapas do experimento.

A Figura 4.1 mostra a variação média semanal da alcalinidade de bicarbonato do afluente e efluente dos três reatores nas cinco etapas do experimento. Nesta figura, pode-se observar que, independente do TDH, a alcalinidade de bicarbonato no efluente praticamente se manteve acima de 5 *meq/l*.

4.2.4 Ácidos graxos voláteis (AGV)

Foi feito um monitoramento intensivo, da concentração dos ácidos graxos voláteis, afluente e efluente dos três reatores nas cinco etapas do experimento, para verificar o comportamento do conteúdo do reator, com relação a metanogênese. Utilizou-se o método de DiLallo e Albertson (1961) para determinar os ácidos graxos voláteis dos reatores (ver Tabela 4.7 e Figura 4.2).

Tabela 4.7 - Valores médios semanais da alcalinidade de bicarbonato e dos ácidos graxos voláteis do afluente e efluente dos três reatores nas cinco etapas do experimento
(em meq/l)

Etapas - IDH	Semanas de Operação	Afluente		FP 01		FP 02		FP 03	
		AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV
1 ^a - 10,0h	1	5,0	0,9	5,6	0,5	5,6	0,6	6,0	0,4
	2	5,8	0,8	6,5	0,4	5,8	0,4	6,9	0,3
	3	5,4	1,0	6,4	0,5	5,6	0,6	6,6	0,4
	4	5,1	1,0	5,9	0,6	5,6	0,6	5,7	0,5
	5	5,0	0,9	5,5	0,4	5,4	0,5	5,7	0,5
	6	5,3	0,9	5,6	0,5	5,6	0,5	6,0	0,3
	Média	5,3	0,9	5,9	0,5	5,6	0,5	6,1	0,4
	Máximo	5,8	1,0	6,5	0,6	5,8	0,6	6,9	0,5
	Mínimo	5,0	0,8	5,5	0,4	5,4	0,4	5,7	0,3
2 ^a - 6,0h	1	6,4	0,9	6,0	0,7	6,2	0,5	6,2	0,4
	2	6,1	0,8	5,4	0,4	5,8	0,5	5,6	0,4
	3	6,0	0,8	5,8	0,5	6,0	0,3	5,8	0,4
	4	6,2	1,0	5,4	0,5	5,5	0,6	5,6	0,6
	5	6,1	0,8	5,4	0,5	5,4	0,5	5,8	0,4
	6	5,9	0,9	5,4	0,4	5,5	0,3	5,4	0,4
	7	5,2	0,9	5,5	0,4	4,7	0,5	4,8	0,5
	Média	6,0	0,9	5,6	0,5	5,6	0,5	5,6	0,4
	Máximo	6,4	1,0	6,0	0,7	6,2	0,6	6,2	0,6
Mínimo	5,2	0,8	5,4	0,4	4,7	0,3	4,8	0,4	
3 ^a - 4,0h	1	6,5	0,6	5,8	0,4	5,5	0,6	5,6	0,5
	2	6,3	0,7	4,7	0,3	4,8	0,6	4,9	0,5
	3	6,0	0,6	5,4	0,5	5,1	0,6	5,4	0,6
	4	6,1	0,6	5,2	0,4	5,3	0,5	5,4	0,4
	5	5,9	0,5	5,7	0,4	5,0	0,5	5,2	0,5
	Média	6,2	0,6	5,4	0,4	5,2	0,6	5,3	0,5
4 ^a - 3,0h	1	5,2	1,5	5,0	0,7	5,1	0,6	4,7	0,6
	2	5,0	1,2	6,0	0,7	5,8	0,6	5,3	0,9
	3	5,9	1,6	5,1	0,8	5,2	0,7	4,7	1,0
	4	5,8	1,2	6,1	0,6	5,8	0,5	5,5	0,8
	5	5,6	1,6	5,5	0,8	6,4	0,4	6,3	0,6
	6	5,6	1,4	5,6	0,7	6,2	0,4	5,9	0,7
Média	5,5	1,4	5,6	0,7	5,8	0,5	5,4	0,7	
Máximo	5,9	1,6	6,1	0,8	6,4	0,7	6,3	1,0	
Mínimo	5,0	1,2	5,0	0,6	5,1	0,4	4,7	0,6	
5 ^a - 1,5h	1	5,0	1,1	5,5	0,3	5,7	0,3	5,5	0,4
	2	4,6	1,2	5,7	0,2	5,5	0,3	5,3	0,3
	3	4,8	1,0	6,2	0,4	5,8	0,4	5,8	0,4
	Média	4,8	1,1	5,8	0,3	5,7	0,3	5,5	0,4
	Máximo	5,0	1,2	6,2	0,4	5,8	0,4	5,8	0,4
Mínimo	4,6	1,0	5,5	0,2	5,5	0,3	5,3	0,3	

AB : Alcalinidade de Bicarbonato, meq/l

AGV : Ácidos Graxos Voláteis, meq/l

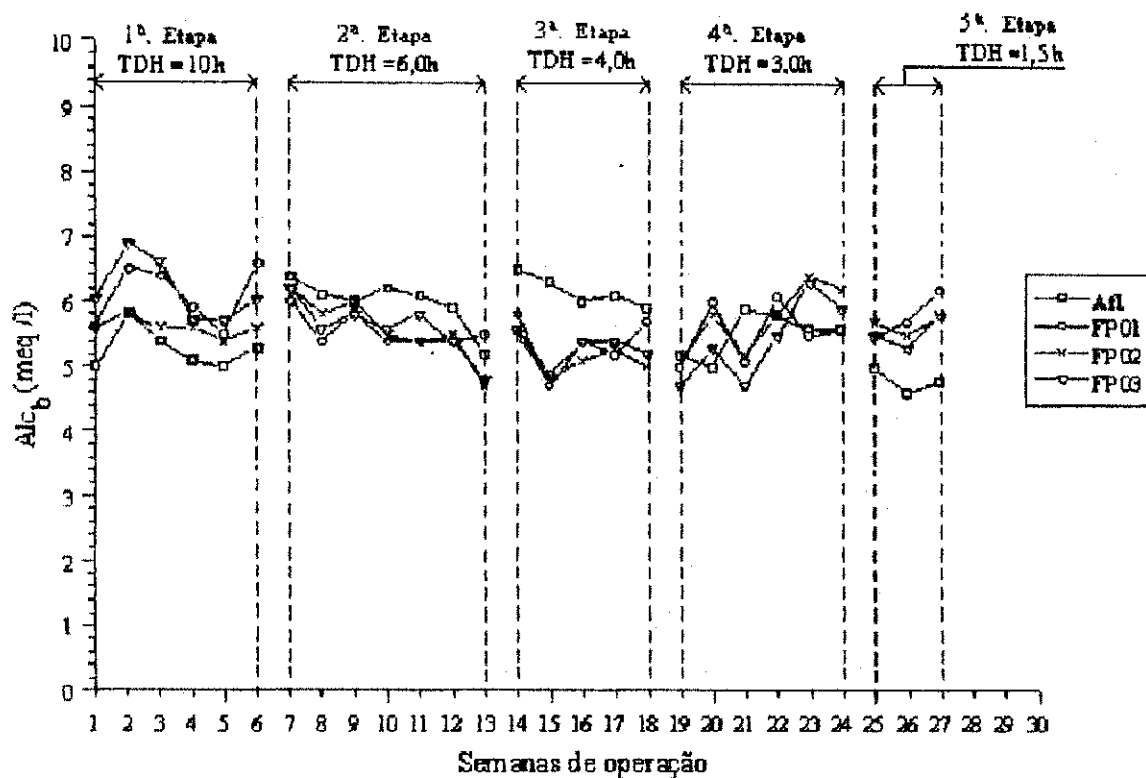


Figura 4.1 - Alcalinidade de bicarbonato do afluente e efluente dos três reatores nas cinco etapas do experimento

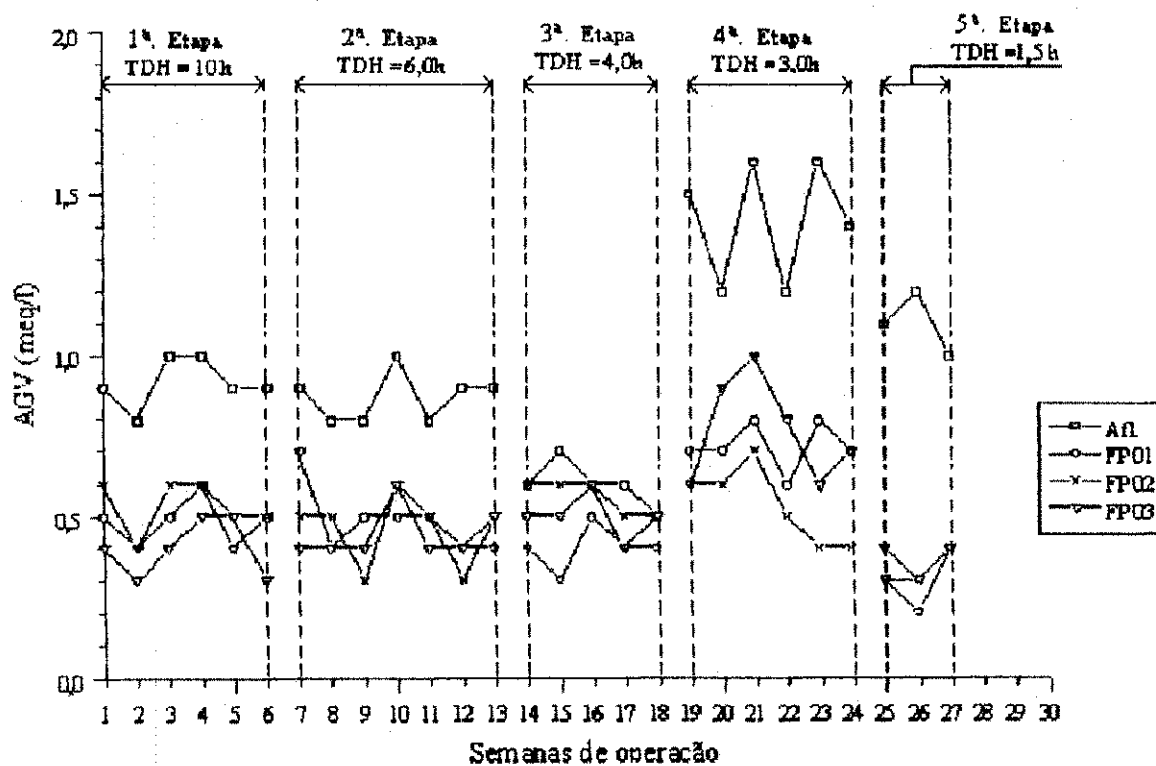


Figura 4.2 - Ácidos graxos voláteis do afluente e efluente dos três reatores nas cinco etapas do experimento

Os valores médios dos AGV, por etapa de operação, do afluente dos reatores variaram entre 0,6 e 1,4 meq/l enquanto que o efluente exibiu uma variação de 0,3 a 0,7 meq/l.

Observa-se na Figura 4.2, que a concentração de AGV no efluente sempre se manteve menor que a do afluente. A concentração de AGV no efluente dos três reatores, nas 1^a, 2^a, e 3^a. etapas, apresentam valores médios em torno de 0,5 meq/l havendo um aumento na 4^a. etapa seguido de uma diminuição na quinta etapa do experimento.

Os ácidos graxos voláteis no efluente dos três reatores apresentaram valores próximos entre si, para cada etapa do experimento, exibindo valores oscilando em torno de 0,5 meq/l.

4.3 DESEMPENHO DOS REATORES

4.3.1 DQO afluente e efluente dos três reatores

Foram determinadas a DQO do afluente bruto (DQO_{afb}), do efluente bruto (DQO_{efb}) e do efluente decantado (DQO_{efd}) após um período de uma hora no cone de Imhoff.

Os resultados da DQO média semanal do afluente bruto e efluente bruto e decantado dos três reatores, bem como os valores médios, máximo, mínimo e desvio padrão para cada um dos cinco tempos de detenção hidráulica investigado, estão apresentados na Tabela 4.8.

Na Figura 4.3 estão os valores médios semanais da DQO afluente e efluente bruto dos três reatores para as cinco etapas do experimento. Os valores médios semanais da DQO bruta do afluente e da DQO decantada do efluente dos três reatores, nas cinco etapas do experimento, estão mostrados na Figura 4.4.

Pode-se verificar na Tabela 4.8 que os valores da DQO efluente para os três reatores, em todas as etapas, foram menores que os da DQO afluente, indicando que sempre houve remoção no período investigado.

Entre os efluentes dos três reatores, observa-se que, para tempos de detenção elevados, o reator mais alto (FP 03) apresentou menor DQO e, para tempos de detenção curtos, o reator intermediário (FP 02) foi o que apresentou menor DQO efluente.

Pode-se constatar na Tabela 4.8 que, para uma mesma etapa do experimento, a DQO efluente dos três reatores não apresentou grandes diferenças, principalmente quando se trata de DQO decantada.

Tabela 4.8 - Valores médios semanais da DQO afluente bruta e da DQO efluente bruta e decantada dos três reatores nas cinco etapas do experimento (em mg/l)

Etapas - TDH	Semanas de Operação	DQO bruta e DQO decantada em (mg/l)						
		Afluente DQOafb	FP 01 DQOefb DQOefd		FP 02 DQOefb DQOefd		FP 03 DQOefb DQOefd	
1* - 10,0h	1	716	171	122	154	134	114	94
	2	689	168	148	153	146	120	116
	3	654	195	162	170	100	128	97
	4	729	217	174	155	123	131	124
	5	696	222	145	197	117	150	117
	6	648	181	153	173	106	131	105
	Média	689	192	151	167	121	129	109
	Máximo	729	222	174	197	146	150	124
	Mínimo	654	168	122	153	100	114	94
Desv. Pad.	30	21	16	16	16	11	11	
2* - 6,0h	1	555	225	116	159	138	149	109
	2	599	218	138	147	108	192	135
	3	631	215	100	166	100	177	143
	4	547	219	129	155	119	161	130
	5	632	239	135	169	145	186	129
	6	638	221	121	170	115	216	126
	7	624	201	126	140	131	199	131
	Média	604	220	124	158	122	183	129
	Máximo	638	239	138	170	145	216	143
Mínimo	547	201	100	140	100	149	109	
Desv. Pad.	35	11	12	11	15	21	10	
3* - 4,0h	1	584	203	151	222	114	164	140
	2	607	218	137	217	126	150	111
	3	619	219	155	251	150	170	145
	4	643	232	152	200	127	197	138
	5	634	200	165	226	161	199	150
	Média	617	214	152	223	136	176	137
	Máximo	643	232	165	251	161	199	150
	Mínimo	584	200	137	200	114	150	111
	Desv. Pad.	21	12	9	16	17	19	14
4* - 3,0h	1	579	218	150	208	120	205	160
	2	576	230	132	231	130	192	119
	3	602	207	136	208	108	216	124
	4	623	277	168	220	123	220	123
	5	627	245	126	225	119	218	131
	6	624	260	160	206	129	197	155
	Média	605	240	145	216	122	208	135
	Máximo	627	277	168	231	130	220	160
	Mínimo	576	207	126	206	108	192	119
Desv. Pad.	21	24	15	10	7	11	16	
5* - 1,5h	1	520	234	140	210	140	250	150
	2	546	213	125	194	122	239	136
	3	559	254	154	234	161	275	152
	Média	542	234	140	213	141	255	146
	Máximo	559	254	154	234	161	275	152
	Mínimo	520	213	125	194	122	239	136
Desv. Pad.	16	17	12	16	16	15	7	

DQOafb : DQO do esgoto afluente bruto

DQOefb e DQOefd : DQO do efluente bruto e decantado, respectivamente.

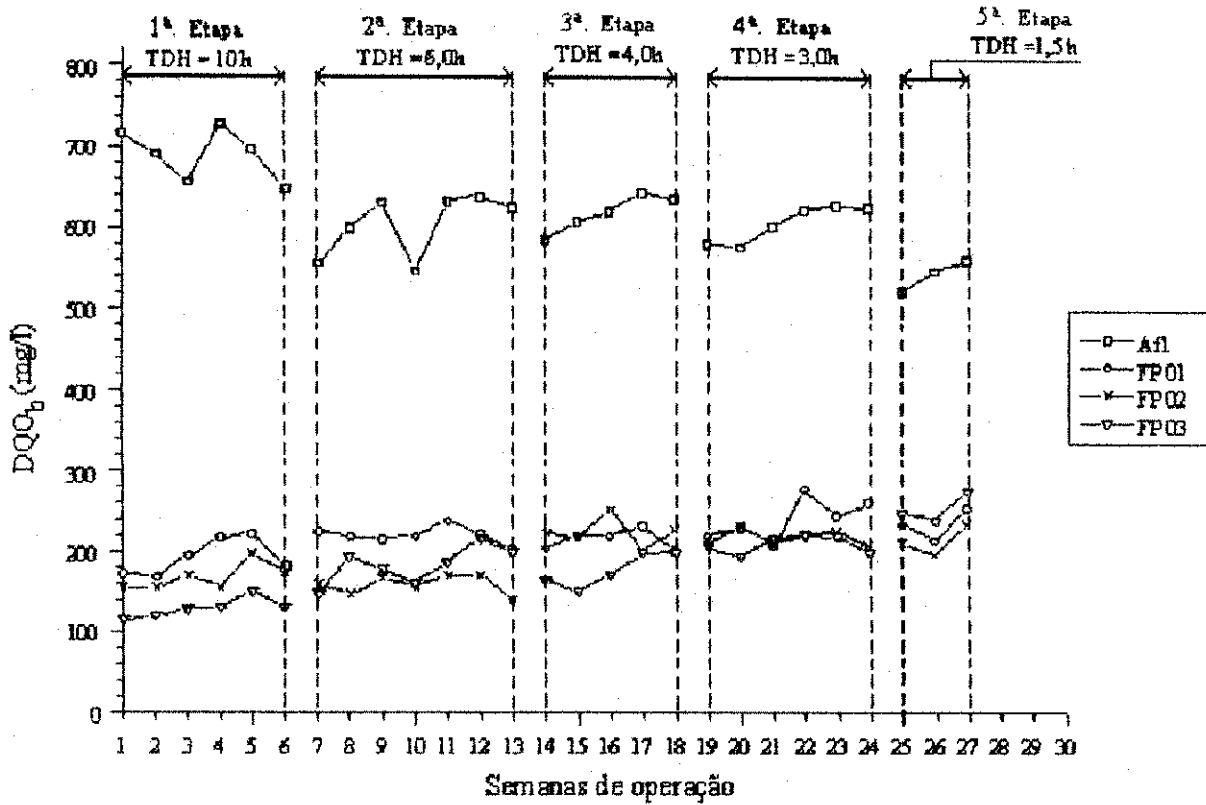


Figura 4.3 - DQO_b do afluente e efluente dos três reatores nas cinco etapas do experimento

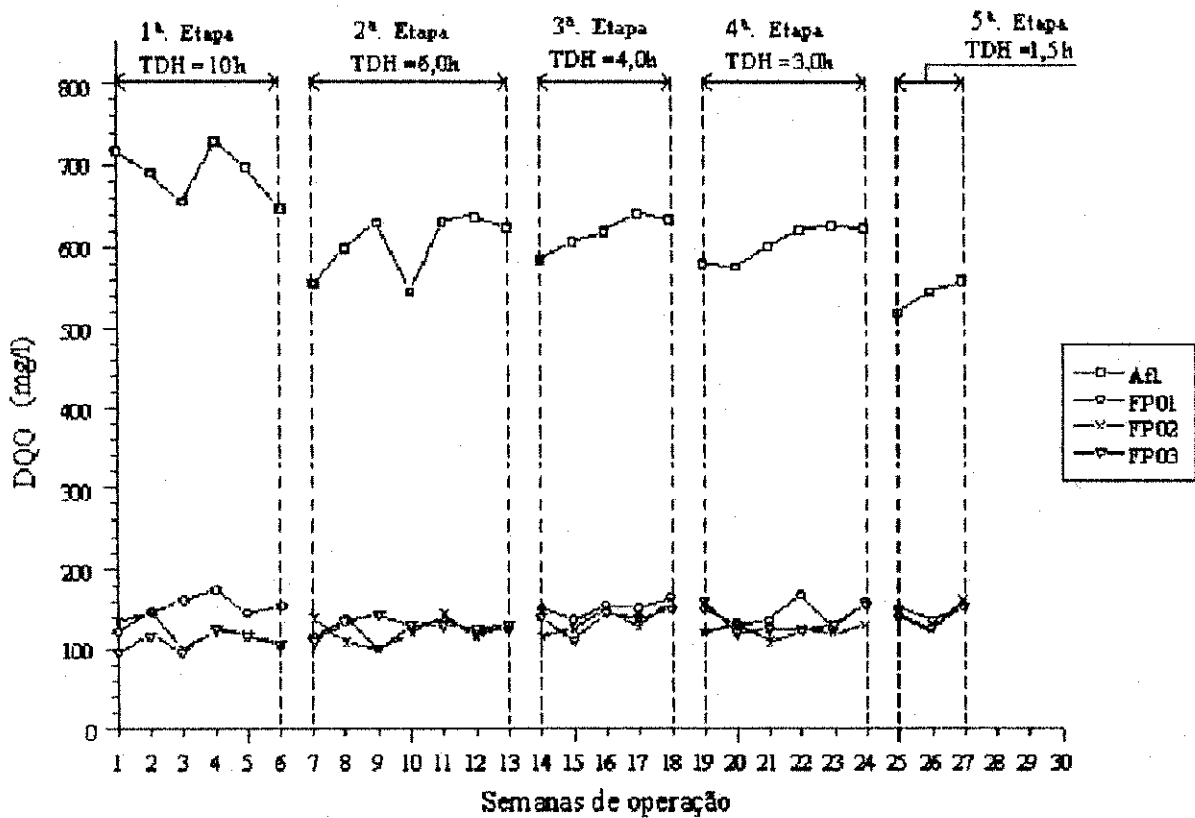


Figura 4.4 - DQO_{af} e DQO_{ef} dos três reatores nas cinco etapas do experimento

A Figura 4.3 mostra a tendência de aumento da DQO do efluente bruto com a diminuição do TDH. Observa-se que essa tendência é menos acentuada quando se trata do efluente decantado, mostrado na Figura 4.4.

Verifica-se, também, que quanto menor o tempo de detenção hidráulica, maior o valor médio da DQO efluente dos três reatores.

Os valores médios da DQO efluente bruto dos reatores ficaram em torno de 220 mg/l para o reator FP 01, 195 mg/l para o reator FP 02 e 190 mg/l para o reator FP 03, considerando-se todas as etapas do experimento.

O desvio padrão da DQO_{efd} média semanal dos três reatores em cada etapa foi menor que o determinado para a DQO_{efb} .

Os valores médios semanais da DQO_{efb} foram sempre maiores que os apresentados para a DQO_{efd} em todas as etapas do experimento.

4.3.2 Eficiência de remoção da DQO

A eficiência de remoção da DQO afluente foi determinada, considerando-se o efluente bruto e decantado de acordo com a Equação 2.8.

Os valores médios semanais de remoção da DQO afluente dos três reatores, em relação a DQO_{efb} e DQO_{efd} , bem como, os valores médios, máximos e mínimos, em cada etapa do experimento estão apresentadas na Tabela 4.9.

As Figuras 4.5 e 4.6 mostram as curvas obtidas dos valores médios semanais da remoção da DQO afluente, considerando-se as DQO_{efb} e DQO_{efd} , respectivamente, para os três reatores nas cinco etapas do experimento.

Verifica-se nas Figuras 4.5 e 4.6 que:

- a eficiência de remoção nos três reatores, considerando-se a DQO_{efb} e DQO_{efd} aumenta com o tempo de detenção hidráulica;
- para tempos de detenção elevados, o reator mais alto (FP 03) apresentou maior eficiência de remoção da DQO afluente, enquanto que para tempos de detenção curtos o reator intermediário (FP 02) foi o que apresentou melhor eficiência de remoção da DQO afluente...

Tabela 4.9 - Valores médios semanais da eficiência de remoção da DQO bruta e decantada nos três reatores nas cinco etapas do experimento (em %)

Etapas - TDH	Semanas de operação	Eficiência de remoção da DQO afluente (%)					
		FP 01		FP 02		FP 03	
		DQOb	DQOd	DQOb	DQOd	DQOb	DQOd
1* - 10,0h	1	76	83	78	81	84	87
	2	76	79	78	79	83	83
	3	70	75	74	85	80	85
	4	70	76	79	83	82	83
	5	68	79	72	83	78	83
	6	72	76	73	84	80	84
	Média	72	78	76	82	81	84
	Máximo	76	83	79	85	84	87
	Mínimo	68	75	72	79	78	83
	Desv. Pad.	3	3	3	2	2	1
2* - 6,0h	1	59	79	71	75	73	80
	2	64	77	75	82	68	77
	3	66	84	74	84	72	77
	4	60	76	72	78	71	76
	5	62	79	73	77	71	72
	6	65	81	73	82	66	80
	7	68	80	78	79	68	79
	Média	63	79	74	80	70	78
	Máximo	68	84	78	84	73	80
	Mínimo	59	76	71	75	66	72
Desv. Pad.	3	2	2	3	2	3	
3* - 4,0h	1	65	74	62	80	72	76
	2	64	77	64	79	75	82
	3	65	75	59	76	73	77
	4	64	76	69	80	69	79
	5	68	74	64	75	69	76
	Média	65	75	64	78	72	78
	Máximo	68	77	69	80	75	82
	Mínimo	64	74	59	75	69	76
	Desv. Pad.	2	1	3	2	2	2
	4* - 3,0h	1	62	74	64	79	65
2		60	77	60	77	67	79
3		66	77	65	82	64	79
4		56	73	65	80	65	80
5		61	80	64	81	65	79
6		58	74	67	79	68	75
Média		60	76	64	80	66	78
Máximo		66	80	67	82	68	80
Mínimo		56	73	60	77	64	72
Desv. Pad.		3	2	2	1	1	3
5* - 1,5h	1	55	73	60	73	52	71
	2	61	77	64	78	56	75
	3	55	72	58	71	51	73
	Média	57	74	61	74	53	73
	Máximo	61	77	64	78	56	75
	Mínimo	55	72	58	71	51	71
Desv. Pad.	3	2	3	3	2	2	

DQOb e DQOd : eficiência de remoção da DQO do esgoto bruto e decantado, respectivamente.

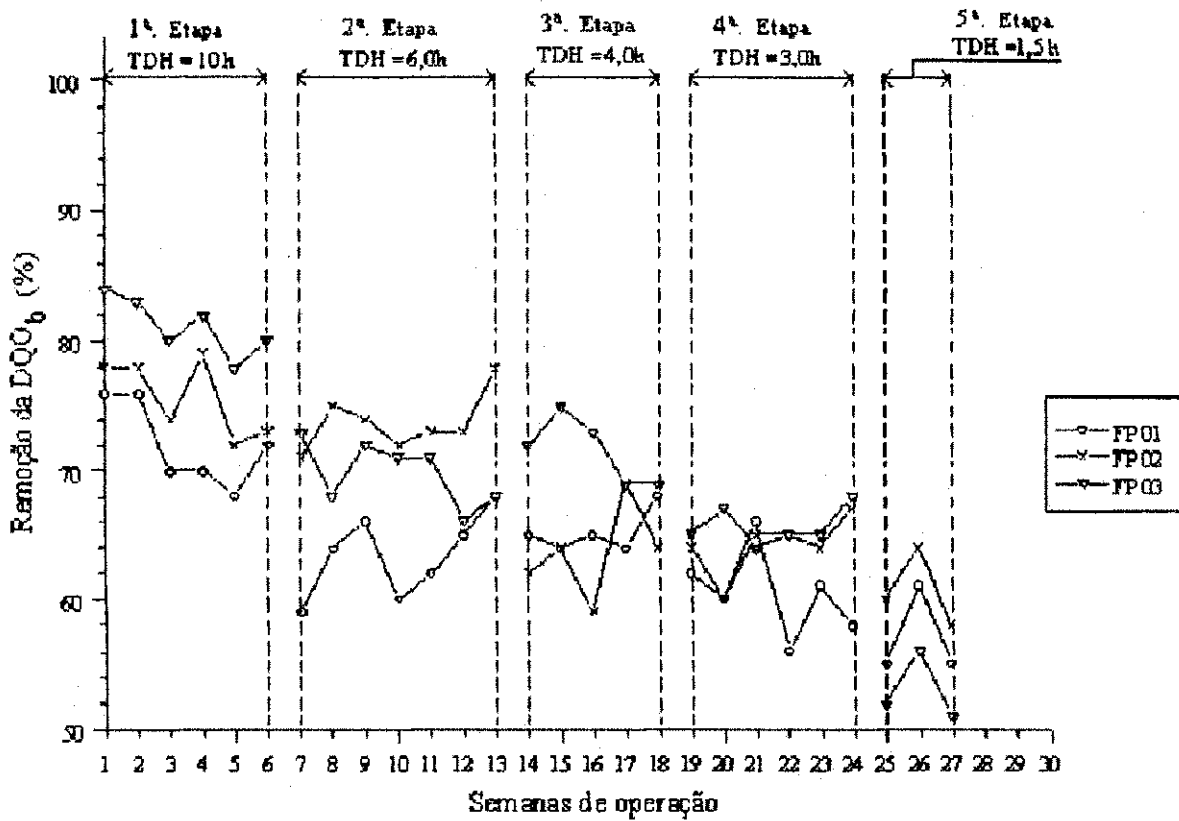


Figura 4.5 - Remoção da DQO bruta nos três reatores nas cinco etapas do experimento

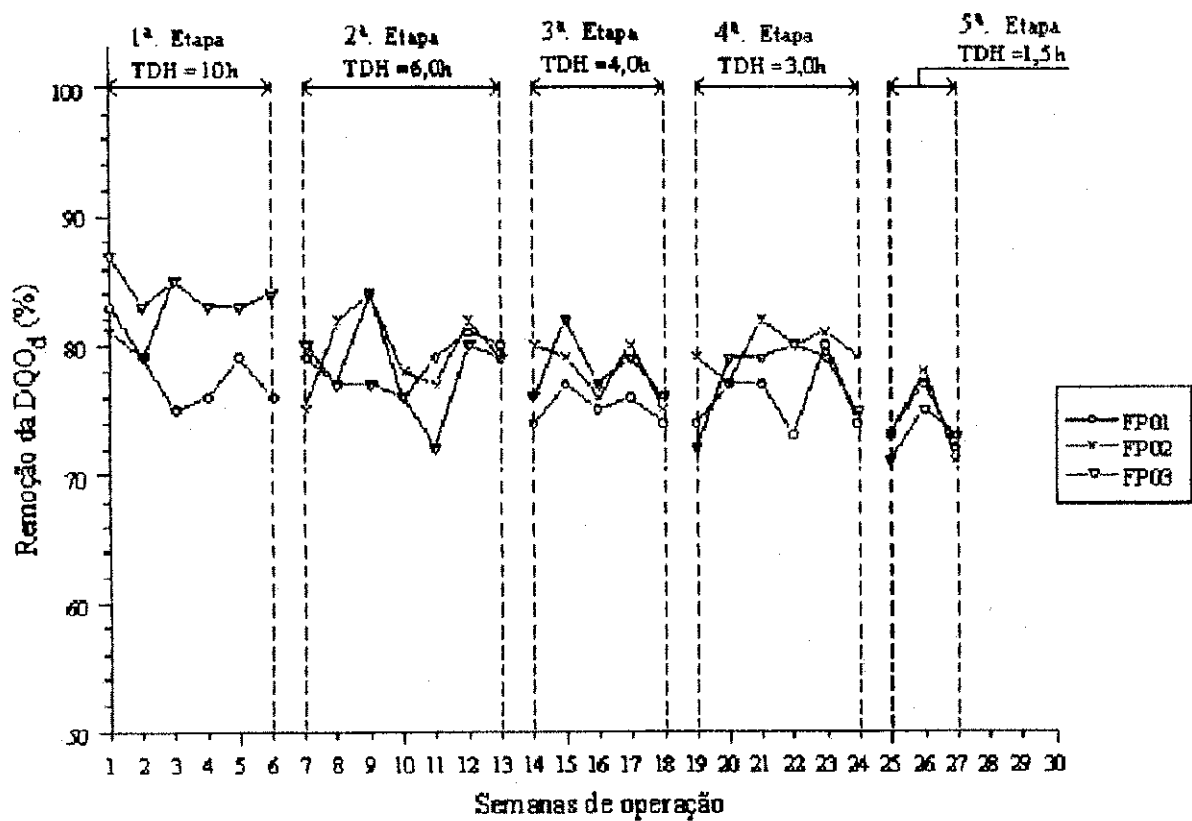


Figura 4.6 - Remoção da DQO decantada nos três reatores nas cinco etapas do experimento

- a diferença entre os valores da eficiência de remoção, em relação à DQO_{efb} e DQO_{efd} , é menor a medida que o TDH aumenta;

- de um modo geral, considerando-se a eficiência de remoção da DQO dos três reatores nas cinco etapas, tem-se uma remoção média de $66\% \pm 3\%$ para a DQO_{efb} e $78\% \pm 2\%$ para DQO_{efd} ;

- para uma mesma etapa do experimento, os três reatores apresentaram valores de eficiência de remoção da DQO afluyente muito próximos.

4.4 SÓLIDOS DO AFLUENTE, EFLUENTE E MANTA DE LODO

4.4.1 Sólidos Totais (ST) e Sólidos Voláteis Totais (SVT)

Os valores médios semanais da concentração dos sólidos totais (ST) e voláteis (SVT) do afluyente e efluente dos três reatores nas cinco etapas de operação, estão reunidos na Tabela 4.10, bem como os valores médios, máximos e mínimos para cada etapa do experimento.

As Figuras 4.7 e 4.8 apresentam os valores médios semanais dos sólidos totais e sólidos voláteis totais, respectivamente, para o afluyente e efluente dos três reatores nos cinco tempos de detenção hidráulica investigados.

O afluyente dos três reatores, nas cinco etapas do experimento, apresentaram os sólidos totais e sólidos voláteis totais variando de 1013 mg/l a 1505 mg/l e 310 mg/l a 540 mg/l respectivamente. Os valores médios dos ST e SVT do afluyente foram de 1200 mg/l e 400 mg/l respectivamente.

O efluente dos três reatores apresentam valores de ST e SVT bem próximos ente si, em cada etapa do experimento.

Considerando as cinco etapas do experimento, o efluente dos três reatores apresentaram valores máximo, médio e mínimo para os sólidos totais (ST) de 1100, 850 e 708 mg/l respectivamente, enquanto que para os sólidos voláteis totais (SVT) os valores máximo, médio e mínimo foram de 350, 220 e 109 mg/l, respectivamente.

Observa-se um aumento da concentração de ST e SVT no efluente dos três reatores com a diminuição do TDH, que é mais acentuada nos SVT, principalmente para $TDH < 6$ horas.

Tabela 4.10 - Sólidos totais e sólidos voláteis totais médios semanais do afluente e efluente nos três reatores nas cinco etapas do experimento (em mg/l)

Etapas - TDH	Semanas de Operação	Sólidos totais e sólidos voláteis totais - (mg/l)							
		Afluente		FP 01		FP 02		FP 03	
		ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT
1ª - 10,0h	1	1060	358	902	136	805	135	858	156
	2	1100	351	764	168	808	190	750	105
	3	1200	345	870	182	806	110	784	120
	4	1310	420	812	148	806	148	746	126
	5	1125	360	804	162	770	236	700	110
	6	1350	430	848	150	824	142	760	120
	Média	1191	377	833	158	803	160	766	123
Máximo	1350	430	902	182	824	236	858	156	
Mínimo	1060	345	764	136	770	110	700	105	
2ª - 6,0h	1	1068	360	730	210	740	110	740	115
	2	1100	354	740	235	708	130	724	130
	3	1170	354	737	240	750	109	745	126
	4	1102	350	838	210	783	124	759	125
	5	1199	457	845	175	825	149	783	139
	6	1236	332	959	295	817	149	798	144
	7	1505	654	1044	386	784	190	752	144
Média	1197	409	842	250	772	137	757	132	
Máximo	1505	654	1044	386	825	190	798	144	
Mínimo	1068	332	730	175	708	109	724	115	
3ª - 4,0h	1	1242	366	822	250	792	260	794	292
	2	1074	438	950	278	738	172	760	210
	3	1082	412	896	264	914	290	842	220
	4	1298	522	972	252	956	244	964	260
	5	1322	540	882	252	1054	350	932	270
	Média	1204	456	904	259	891	263	858	250
Máximo	1322	540	972	278	1054	350	964	292	
Mínimo	1074	366	822	250	738	172	760	210	
4ª - 3,0h	1	1050	360	914	264	818	172	808	296
	2	1035	345	780	328	770	230	844	264
	3	1013	310	896	210	738	149	760	280
	4	1310	450	900	266	824	290	827	292
	5	1410	460	1100	252	777	226	964	279
	6	1090	380	780	262	956	286	760	260
Média	1151	384	895	264	814	226	827	278	
Máximo	1410	460	1100	328	956	290	964	296	
Mínimo	1013	310	780	210	738	149	760	260	
5ª - 1,5h	1	1214	442	916	296	818	230	808	250
	2	1218	464	1094	328	1030	286	1100	296
	3	1412	482	772	310	968	188	840	222
	Média	1281	463	927	311	939	235	916	256
Máximo	1412	482	1094	328	1030	286	1100	296	
Mínimo	1214	442	772	296	818	188	808	222	

ST : sólidos totais

SVT : sólidos voláteis totais

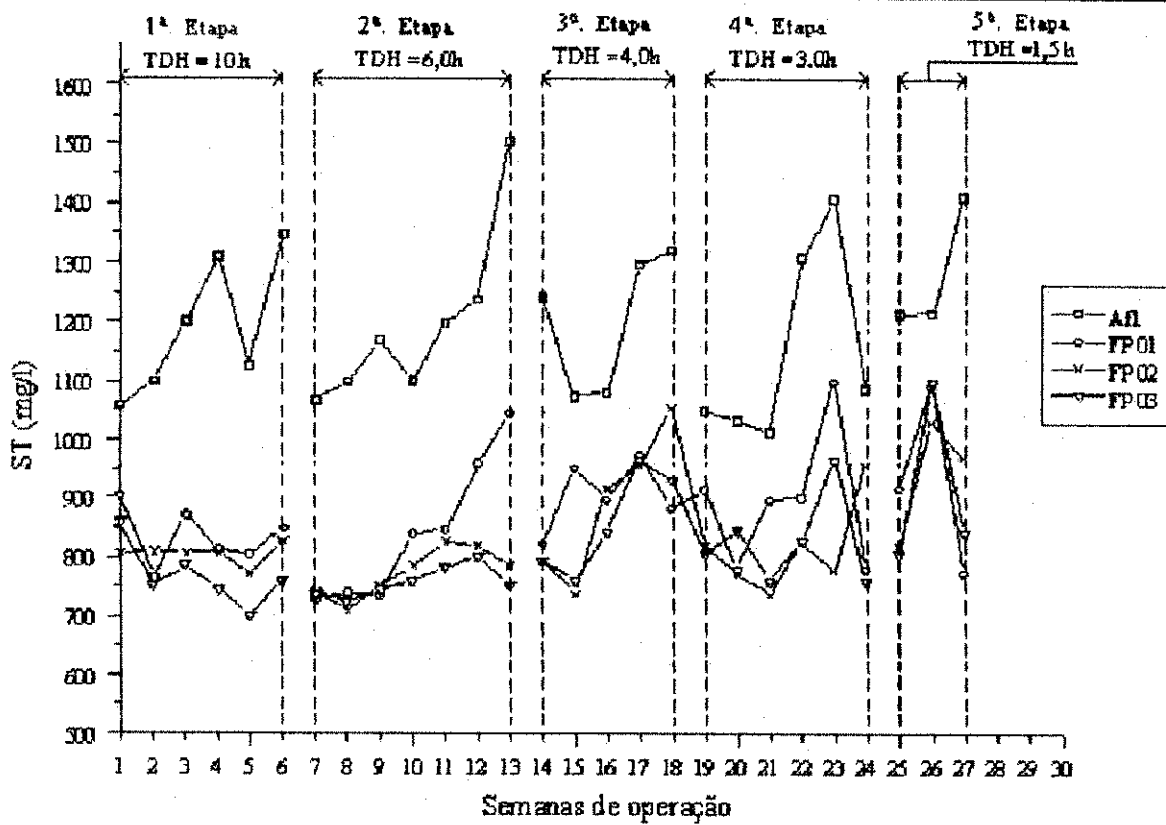


Figura 4.7 - Sólidos totais do afluente e efluente nos três reatores nas cinco etapas do experimento

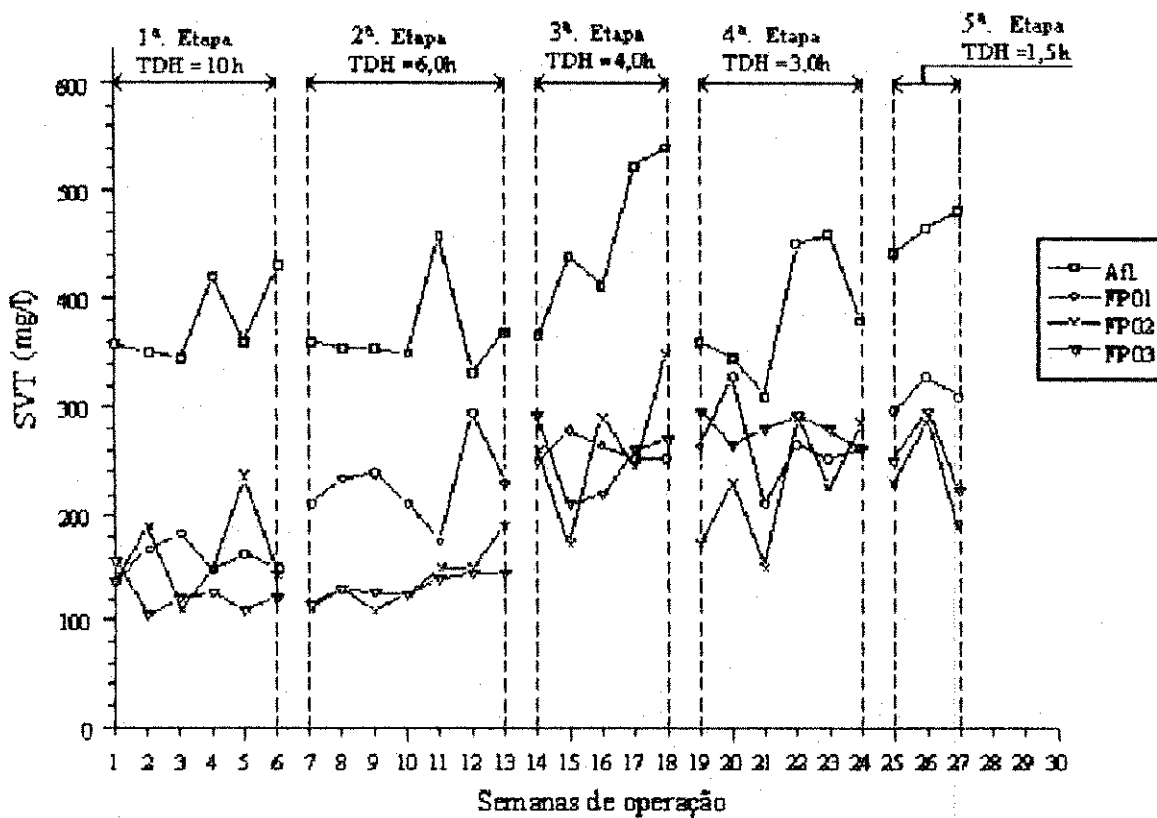


Figura 4.8 - Sólidos voláteis totais do afluente e efluente nos três reatores nas cinco etapas do experimento

4.4.2 Sólidos suspensos

Os valores médios semanais dos sólidos suspensos totais e voláteis do afluente e efluente dos três reatores, bem como os valores médios, máximos e mínimos para cada etapa do experimento, estão reunidos na Tabela 4.11.

Os sólidos suspensos totais e voláteis do afluente dos três reatores foram sempre maiores que os do efluente, indicando que sempre houve remoção.

4.4.3 Sólidos sedimentáveis

Na Tabela 4.12 estão reunidos os valores médios semanais dos sólidos sedimentáveis dos efluentes dos três reatores nas cinco etapas do experimento, bem como os valores médios, máximos e mínimos para cada etapa.

Pode-se dizer que, de um modo geral os sólidos sedimentáveis no efluente dos três reatores aumentaram com a diminuição do tempo de detenção hidráulica.

O reator mais alto (FP 03) apresentou os menores valores de sólidos sedimentáveis no efluente para tempos de detenção elevados ($\geq 6,0$ h), enquanto que para TDH curtos ($\leq 3,0$ h) o reator mais baixo (FP 01) foi o que apresenta menores valores de sólidos sedimentáveis no efluente.

4.4.4 Sólidos da Manta de lodo

Foram feitos perfis da concentração dos sólidos do lodo em função da profundidade, para estimar a massa de lodo no reator.

Os valores médios, por etapa de operação, dos sólidos totais e voláteis de cada ponto de amostragem dos reatores FP 01, FP 02 e FP 03, estão apresentados nas tabelas 4.13, 4.14 e 4.15 respectivamente.

Verifica-se nas Tabelas 4.13, 4.14 e 4.15 que:

A concentração dos sólidos totais e voláteis da manta de lodo aumentam com a profundidade do reator;

Tabela 4. 11 - Sólidos suspensos totais e voláteis médios semanais do afluente e efluente dos três reatores nas cinco etapas do experimento (em mg/l)

Etapas - IDH	Semanas de Operação	Afluente		FP 01		FP 02		FP 03	
		SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV	SST	SSV
1ª - 10,0h	1	170	147	126	42	113	42	120	48
	2	176	144	107	52	113	59	105	33
	3	192	141	122	56	113	34	110	37
	4	210	172	114	46	113	46	104	39
	5	180	148	113	50	108	73	98	34
	6	216	176	119	47	115	44	106	37
	Média	191	155	117	49	112	50	107	38
	Máximo	216	176	126	56	115	73	120	48
	Mínimo	170	141	107	42	108	34	98	33
2ª - 6,0h	1	104	76	60	50	61	26	61	28
	2	107	74	61	56	58	31	59	31
	3	113	74	60	58	62	26	61	30
	4	107	74	69	50	64	30	62	30
	5	116	96	69	42	68	36	64	33
	6	120	70	79	71	67	36	65	35
	7	146	137	86	63	64	46	62	35
	Média	116	86	69	60	63	33	62	32
	Máximo	146	137	86	93	68	46	65	35
Mínimo	104	70	60	42	58	26	59	28	
3ª - 4,0h	1	199	70	90	98	87	71	87	80
	2	172	83	105	91	81	67	84	82
	3	173	78	99	82	101	93	93	86
	4	208	99	107	98	105	95	106	101
	5	212	103	97	89	116	105	103	98
	Média	193	87	99	92	98	86	94	89
	Máximo	212	103	107	98	116	105	106	101
Mínimo	172	70	90	82	81	67	84	80	
4ª - 3,0h	1	137	97	64	42	57	28	57	47
	2	135	93	55	52	54	37	59	42
	3	132	84	63	34	52	24	53	45
	4	170	122	63	43	58	46	58	47
	5	183	124	77	40	54	36	67	45
	6	142	103	55	42	67	46	53	42
	Média	150	104	63	42	57	36	58	45
Máximo	183	124	77	52	67	46	67	47	
Mínimo	132	84	55	34	52	24	53	42	
5ª - 1,5h	1	206	194	82	80	74	62	73	68
	2	207	204	98	89	93	77	99	80
	3	240	212	69	84	87	51	76	60
	Média	218	204	83	84	84	63	82	69
	Máximo	240	212	98	89	93	77	99	80
Mínimo	206	194	69	80	74	51	73	60	

SST e SSV : sólidos suspensos totais e voláteis, respectivamente (mg/l)

Tabela 4.12 - Valores médios semanais dos sólidos sedimentáveis do efluente dos três reatores nas cinco etapas do experimento (em ml/l)

Etapas - TDH	Semanas de Operação	Sólidos sedimentáveis (ml/l)		
		FP 01	F 02	FP 03
1* - 10,0h	1	0,12	0,22	0,08
	2	0,54	0,68	0,04
	3	0,40	0,50	0,01
	4	0,01	0,01	0,01
	5	0,23	0,23	0,02
	6	0,06	0,24	0,04
	Média	0,23	0,31	0,03
	Máximo Mínimo	0,54 0,01	0,68 0,01	0,08 0,01
2* - 6,0h	1	0,32	1,16	0,48
	2	0,16	0,44	0,10
	3	0,64	0,22	0,10
	4	0,56	0,24	0,06
	5	0,53	0,32	0,07
	6	0,68	0,35	0,20
	7	0,34	0,34	0,38
	Média Máximo Mínimo	0,46 0,68 0,16	0,44 1,16 0,22	0,20 0,48 0,06
3* - 4,0h	1	1,75	0,75	0,40
	2	1,15	0,58	0,34
	3	1,26	0,78	0,76
	4	0,88	0,46	0,50
	5	0,35	0,40	1,05
	Média Máximo Mínimo	1,08 1,75 0,35	0,59 0,78 0,40	0,61 1,05 0,34
4* - 3,0h	1	0,90	0,65	2,45
	2	0,90	0,67	2,07
	3	0,30	0,80	1,00
	4	0,20	2,00	1,50
	5	0,40	3,00	0,80
	6	0,35	1,50	1,30
	Média Máximo Mínimo	0,51 0,90 0,20	1,44 3,00 0,65	1,52 2,45 0,80
5* - 1,5h	1	0,90	1,05	2,20
	2	0,50	0,40	1,70
	3	1,27	1,67	2,65
	Média Máximo Mínimo	0,89 1,27 0,50	1,04 1,67 0,40	2,18 2,65 1,70

Tabela 4.13 - Concentração média dos sólidos totais e voláteis totais dos pontos de amostragem da manta de lodo do reator FP 01 por etapa de operação (em g/l)

TDH (h)	P1		P2		P3		P4		P5		P6		P7	
	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT
10	182,6	44,7	90,9	36,8	76,4	36,1	48,8	27,3	9,6	5,2	—	—	—	—
6	98,9	30,8	63,0	26,2	58,9	23,5	43,6	18,8	14,3	6,1	—	—	—	—
4	57,4	28,1	47,6	25,0	45,5	23,1	33,3	16,9	6,5	3,5	—	—	—	—
3	52,4	26,3	44,1	24,4	38,5	20,7	27,9	15,4	17,5	9,9	—	—	—	—
1,5	62,8	31,3	50,5	26,7	33,3	19,4	22,3	13,1	19,9	12,1	—	—	—	—

TDH : tempo de detenção hidráulica

P1, P2, P3, ..., Pn : pontos de amostragem da manta de lodo

ST : sólidos totais, g/l

STV : sólidos voláteis, g/l

— : indica que o reator não possui o ponto de amostragem

Tabela 4.14 - Concentração média dos sólidos totais e voláteis totais dos pontos de amostragem da manta de lodo do reator FP 02 por etapa de operação (em g/l)

TDH (h)	P1		P2		P3		P4		P5		P6		P7	
	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT
10	184,6	44,9	68,2	25,1	68,3	28,8	29,9	14,6	0,9	0,2	—	—	—	—
6	137,7	35,8	67,6	27,5	42,0	18,1	30,5	13,8	20,4	7,4	—	—	—	—
4	66,1	31,4	42,1	21,8	29,6	19,8	27,0	14,1	25,1	13,1	—	—	—	—
3	82,3	37,0	38,0	21,7	27,2	15,3	25,0	14,4	24,9	14,2	—	—	—	—
1,5	58,5	33,4	54,1	29,2	18,6	11,6	18,4	11,4	17,7	10,8	—	—	—	—

Tabela 4.15 - Concentração média dos sólidos totais e voláteis totais dos pontos de amostragem da manta de lodo do reator FP 03 por etapa de operação (em g/l)

TDH (h)	P1		P2		P3		P4		P5		P6		P7	
	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT	ST	SVT
10	100,0	37,5	66,6	29,9	55,7	20,2	37,0	15,8	30,0	14,0	26,5	12,2	1,2	0,4
6	86,4	24,6	70,0	29,7	49,4	21,9	37,9	16,4	16,2	7,1	14,8	6,5	8,3	2,9
4	60,0	30,8	57,8	31,5	34,3	16,1	23,5	13,1	13,7	7,4	16,9	9,4	11,3	6,3
3	58,4	33,2	52,2	30,1	37,0	21,9	16,8	10,2	13,8	8,3	13,5	8,2	10,9	6,5
1,5	49,8	29,3	57,2	32,8	48,3	28,1	22,0	13,3	5,9	3,0	4,6	2,3	5,8	3,5

Os valores médios semanais da massa de lodo total e volátil, determinados de amostras coletadas nos pontos de amostragem da manta de lodo, encontram-se nas Tabelas 4.16, 4.17 e 4.18 para os reatores FP 01, FP 02 e FP 03, respectivamente, e para as cinco etapas do experimento.

Verifica-se, nas Tabelas 4.16, 4.17 e 4.18; que:

- a massa de lodo volátil nos três reatores, para qualquer tempo de detenção hidráulica, mantém-se praticamente constante;

- a massa de lodo volátil é menor que a massa de lodo fixa para grandes tempos de detenção hidráulica e, a medida que diminui o tempo de detenção hidráulica, aumenta a fração da massa de lodo volátil;

- a massa total de lodo nos reatores diminui com o aumento da velocidade ascendente;

- para uma mesma etapa, acumulou-se uma massa de lodo maior no reator mais baixo (FP 01) devido à fração de sólidos fixos que produz um aumento nos sólidos totais.

4.5 VAZÕES

As vazões afluentes dos três reatores foram monitoradas diariamente e reguladas quando necessário. Os valores médios semanais das vazões afluentes, para os três reatores, nas cinco etapas do experimento, bem como os valores médios, máximos e mínimos, por etapa de operação, estão na Tabela 4.19. As vazões de projeto também estão apresentadas nessa tabela, por etapa de operação.

4.6 CARGA HIDRÁULICA VOLUMÉTRICA

Os valores médios semanais da carga hidráulica volumétrica dos três reatores, para os cinco tempos de detenção investigados, também estão contidos na Tabela 4.19. Esses valores foram obtidos utilizando a Equação 2.5 (Capítulo 2).

Tabela 4.16 - Massa de lodo no reator FP 01 nas cinco etapas do experimento (em kg)

Etapas - TDH	SO	Massa de lodo por volume de influência dos pontos de amostragem										Massa de lodo no reator		% da massa de lodo total no reator		
		P1		P2		P3		P4		P5		Total	Volátil	Volátil	Fixo	
		MT	MV	MT	MV	MT	MV	MT	MV	MT	MV					
1ª - 10,0h	1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	2	1,905	0,415	1,368	0,435	1,398	0,568	0,584	0,466	0,481	0,272	5,736	2,157	38	62	
	3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	1,594	0,418	0,813	0,457	0,953	0,599	1,038	0,498	0,012	0,004	4,410	1,977	45	55	
	5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	1,377	0,361	0,851	0,337	1,218	0,517	0,986	0,491	0,021	0,004	4,453	1,710	38	62	
2ª - 6,0h	1	1,477	0,375	0,526	0,222	1,077	0,386	1,114	0,530	0,017	0,004	4,210	1,517	36	64	
	2	0,780	0,184	0,790	0,370	0,893	0,433	0,700	0,257	0,411	0,173	3,574	1,417	40	60	
	3	1,027	0,304	0,694	0,291	0,818	0,276	0,639	0,203	0,387	0,125	3,565	1,198	34	66	
	4	0,823	0,305	0,878	0,390	1,100	0,349	0,792	0,355	0,217	0,109	3,811	1,508	40	60	
	5	0,667	0,254	0,732	0,350	0,851	0,402	0,853	0,393	0,020	0,007	3,123	1,407	45	55	
	6	0,505	0,223	0,582	0,121	0,762	0,348	0,560	0,268	0,475	0,236	2,883	1,197	41	59	
	7	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
3ª - 4,0h	1	0,536	0,254	0,570	0,289	0,802	0,403	0,630	0,295	0,276	0,151	2,814	1,392	49	51	
	2	0,500	0,255	0,575	0,306	0,710	0,371	0,538	0,287	0,016	0,005	2,339	1,224	52	48	
	3	0,566	0,251	0,448	0,276	0,649	0,343	0,506	0,273	0,232	0,130	2,401	1,274	53	47	
	4	0,490	0,251	0,526	0,246	0,713	0,330	0,738	0,338	0,023	0,014	2,491	1,180	47	53	
	5	0,463	0,239	0,527	0,272	0,660	0,348	0,555	0,306	0,029	0,012	2,234	1,177	53	47	
4ª - 3,0h	1	0,426	0,227	0,548	0,285	0,684	0,375	0,580	0,318	0,245	0,138	2,482	1,342	54	46	
	2	0,525	0,262	0,481	0,246	0,662	0,358	0,493	0,266	0,412	0,231	2,572	1,363	53	47	
	3	0,508	0,242	0,470	0,309	0,558	0,288	0,430	0,240	0,197	0,111	2,163	1,191	55	45	
	4	0,407	0,206	0,462	0,247	0,494	0,267	0,482	0,270	0,394	0,228	2,239	1,218	54	46	
	5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
5ª - 1,5h	1	0,436	0,228	0,497	0,291	0,492	0,296	0,406	0,236	0,378	0,234	2,209	1,286	58	42	
	2	0,580	0,295	0,552	0,288	0,550	0,327	0,374	0,219	0,305	0,186	2,362	1,315	56	44	
	3	0,661	0,312	0,634	0,311	0,511	0,282	0,413	0,247	0,377	0,225	2,597	1,377	53	47	

MT e MV : massas total e volátil de lodo, respectivamente, nos pontos de amostragem (em kg)

P1,P2,P3, ..., Pn : pontos de amostragem da manta de lodo

SO : semanas de operação

— : indica que não foi medido

Tabela 4.17 - Massa de lodo no reator FP 02 nas cinco etapas do experimento (em kg)

Etapas - TDH	SO	Massa de lodo por volume de influência dos pontos de amostragem										Massa de lodo no reator		% da massa de lodo total no reator			
		P1		P2		P3		P4		P5		Total	Volátil	Volátil	Fixo		
		MT	MV	MT	MV	MT	MV	MT	MV	MT	MV						
1ª - 10,0h	1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	2	1,312	0,316	1,103	0,307	0,724	0,326	0,031	0,010	0,021	0,010	3,190	0,969	30	70	—	—
	3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	1,844	0,400	1,425	0,608	1,163	0,541	0,638	0,315	0,013	0,002	5,083	1,866	37	63	—	—
	5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	1,708	0,466	0,166	0,078	1,110	0,395	0,645	0,317	0,017	0,002	3,646	1,258	35	65	—	—
2ª - 6,0h	1	1,493	0,426	1,159	0,499	0,942	0,322	0,477	0,171	0,456	0,171	4,528	1,588	35	65	—	—
	2	1,355	0,345	1,062	0,294	0,843	0,387	0,441	0,212	0,461	0,202	4,162	1,440	35	65	—	—
	3	0,811	0,281	0,802	0,348	0,639	0,247	0,512	0,237	0,333	0,118	3,098	1,231	40	60	—	—
	4	1,936	0,318	0,961	0,417	0,064	0,031	0,294	0,145	0,017	0,006	3,272	0,916	28	72	—	—
	5	0,671	0,264	0,750	0,334	0,696	0,295	0,489	0,257	0,565	0,149	3,171	1,298	41	59	—	—
	6	0,988	0,252	0,603	0,276	0,503	0,307	0,465	0,185	0,493	0,202	3,052	1,222	40	60	—	—
	7	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
3ª - 4,0h	1	0,579	0,306	0,553	0,290	0,432	0,399	0,419	0,206	0,476	0,247	2,458	1,448	59	41	—	—
	2	0,607	0,274	0,622	0,333	0,513	0,420	0,394	0,215	0,413	0,223	2,549	1,463	57	43	—	—
	3	0,606	0,277	0,494	0,260	0,409	0,222	0,403	0,223	0,516	0,288	2,428	1,270	52	48	—	—
	4	0,471	0,240	0,619	0,288	0,413	0,183	0,375	0,165	0,478	0,206	2,355	1,082	46	54	—	—
	5	0,638	0,281	0,483	0,266	0,398	0,224	0,389	0,221	0,505	0,287	2,412	1,278	53	47	—	—
4ª - 3,0h	1	0,758	0,328	0,498	0,355	0,396	0,221	0,390	0,220	0,475	0,275	2,517	1,399	56	44	—	—
	2	0,765	0,333	0,470	0,252	0,391	0,221	0,316	0,175	0,485	0,275	2,428	1,256	52	48	—	—
	3	0,635	0,298	0,514	0,266	0,397	0,221	0,394	0,215	0,474	0,265	2,414	1,264	52	48	—	—
	4	0,733	0,341	0,515	0,270	0,406	0,232	0,401	0,231	0,461	0,266	2,516	1,339	53	47	—	—
	5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
5ª - 1,5h	1	0,484	0,276	0,737	0,394	0,274	0,172	0,274	0,168	0,359	0,227	2,128	1,238	58	42	—	—
	2	0,532	0,306	0,688	0,378	0,282	0,176	0,284	0,178	0,334	0,199	2,121	1,236	58	42	—	—
	3	0,526	0,298	0,711	0,382	0,259	0,162	0,249	0,154	0,314	0,190	2,058	1,185	58	42	—	—

MT e MV : massas total e volátil de lodo, respectivamente, nos pontos de amostragem (em kg)

P1,P2,P3, ..., Pn : pontos de amostragem da manta de lodo

SO : semanas de operação

— : Indica que não foi medido

Tabela 4.18 - Massa de lodo no reator FP 03 nas cinco etapas do experimento (em kg)

Etapas - TDE	SO	Massa de lodo por volume de influência dos pontos de amostragem														Massa de lodo no reator		% da massa de lodo total no reator		
		P1		P2		P3		P4		P5		P6		P7		Total	Volátil	Volátil	Fixa	
		MT	MV	MT	MV	MT	MV	MT	MV	MT	MV	MT	MV	MT	MV					
1ª - 10,0h	1	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	
	2	0,537	0,167	0,453	0,217	0,676	0,207	0,498	0,241	0,506	0,254	0,423	0,178	0,019	0,006	3,112	1,270	41	59	
	3	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	4	0,515	0,212	0,539	0,213	0,568	0,287	0,529	0,194	0,447	0,184	0,403	0,206	0,017	0,005	3,019	1,300	43	57	
	5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	0,495	0,202	0,554	0,264	0,554	0,157	0,404	0,175	0,403	0,196	0,370	0,166	0,010	0,003	2,790	1,162	42	58	
2ª - 6,0h	1	0,465	0,138	0,753	0,341	0,721	0,375	0,800	0,429	0,014	0,003	0,011	0,003	0,009	0,001	2,773	1,290	47	53	
	2	0,458	0,189	0,462	0,150	0,256	0,134	0,292	0,128	0,354	0,190	0,350	0,191	0,303	0,142	2,475	1,123	45	55	
	3	0,397	0,139	0,632	0,289	0,683	0,319	0,800	0,228	0,012	0,002	0,012	0,002	0,010	0,001	2,547	0,981	39	61	
	4	0,446	0,096	0,388	0,152	0,464	0,153	0,346	0,185	0,380	0,171	0,305	0,174	0,019	0,007	2,348	0,938	40	60	
	5	0,461	0,113	0,538	0,214	0,664	0,312	0,375	0,143	0,337	0,124	0,284	0,132	0,021	0,010	2,681	1,047	39	61	
	6	0,449	0,087	0,479	0,235	0,276	0,118	0,320	0,156	0,368	0,152	0,370	0,084	0,277	0,065	2,538	0,895	35	65	
	7	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
3ª - 4,0h	1	0,311	0,141	0,690	0,391	0,641	0,286	0,577	0,333	0,014	0,003	0,312	0,176	0,156	0,092	2,702	1,422	53	47	
	2	0,288	0,162	0,494	0,279	0,497	0,207	0,224	0,131	0,237	0,133	0,212	0,127	0,014	0,005	1,966	1,043	53	47	
	3	0,330	0,183	0,361	0,211	0,189	0,111	0,229	0,136	0,267	0,158	0,258	0,153	0,232	0,141	1,866	1,093	59	41	
	4	0,336	0,150	0,338	0,140	0,250	0,104	0,228	0,091	0,236	0,094	0,212	0,084	0,148	0,059	1,747	0,721	41	59	
	5	0,281	0,160	0,355	0,200	0,265	0,158	0,255	0,154	0,280	0,172	0,280	0,171	0,177	0,109	1,892	1,123	59	41	
4ª - 3,0h	1	0,323	0,182	0,394	0,234	0,421	0,247	0,192	0,116	0,217	0,131	0,204	0,126	0,146	0,088	1,898	1,123	59	41	
	2	0,313	0,180	0,456	0,257	0,405	0,241	0,232	0,140	0,202	0,119	0,180	0,109	0,133	0,079	1,921	1,125	59	41	
	3	0,299	0,163	0,394	0,224	0,416	0,244	0,262	0,158	0,204	0,124	0,190	0,113	0,116	0,067	1,880	1,094	58	42	
	4	0,271	0,161	0,371	0,218	0,348	0,209	0,183	0,114	0,206	0,124	0,239	0,146	0,166	0,101	1,784	1,072	60	40	
	5	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
	6	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—
5ª - 1,5h	1	0,271	0,158	0,468	0,262	0,500	0,294	0,234	0,150	0,110	0,069	0,083	0,055	0,075	0,047	1,742	1,035	59	41	
	2	0,222	0,136	0,414	0,247	0,489	0,286	0,333	0,193	0,107	0,063	0,082	0,050	0,060	0,034	1,706	1,010	59	41	
	3	0,278	0,160	0,446	0,252	0,568	0,327	0,282	0,171	0,049	0,002	0,044	0,000	0,089	0,054	1,755	0,966	55	45	

MT e MV : massas total e volátil de lodo, respectivamente, nos pontos de amostragem (em kg)

P1,P2,P3, ..., Pn : pontos de amostragem da manta de lodo

SO : semanas de operação

— : Indica que não foi medido

Tabela 4.19 - Vazão afluyente e carga hidráulica volumétrica média semanal dos três reatores nas cinco etapas do experimento

Etapas - Qp (l/h)	Semanas de Operação	FP 01		FP 02		FP 03	
		Qr	CHV	Qr	CHV	Qr	CHV
1ª - 9,0	1	8,0	2,1	7,9	2,1	8,1	2,2
	2	9,0	2,4	9,3	2,5	9,2	2,5
	3	8,6	2,3	9,0	2,4	8,7	2,3
	4	8,3	2,2	9,0	2,4	9,0	2,4
	5	8,9	2,4	8,6	2,3	9,3	2,5
	6	8,1	2,2	8,7	2,3	9,3	2,5
	Média	8,5	2,3	8,8	2,3	8,9	2,4
	Máximo Mínimo	9,0 8,0	2,4 2,1	9,3 7,9	2,5 2,1	9,3 8,1	2,5 2,2
2ª - 15,0	1	15,0	4,0	14,7	3,9	14,1	3,8
	2	13,8	3,7	16,2	4,3	16,2	4,3
	3	15,9	4,2	14,1	3,8	15,3	4,1
	4	14,4	3,8	14,3	3,8	14,0	3,7
	5	14,3	3,8	14,5	3,9	13,5	3,6
	6	15,5	4,1	15,0	4,0	13,1	3,5
	7	15,9	4,2	12,0	3,2	12,9	3,4
	Média Máximo Mínimo	15,0 15,9 13,8	4,0 4,2 3,7	14,4 16,2 12,0	3,8 4,3 3,2	14,2 16,2 12,9	3,8 4,3 3,4
3ª - 22,5	1	22,2	5,9	19,8	5,3	21,6	5,8
	2	22,5	6,0	22,0	5,9	22,3	6,0
	3	21,7	5,8	19,3	5,2	20,3	5,4
	4	21,8	5,8	22,9	6,1	21,5	5,7
	5	22,2	5,9	20,7	5,5	18,6	5,0
	Média	22,1	5,9	20,9	5,6	20,9	5,6
	Máximo Mínimo	22,5 21,7	6,0 5,8	22,9 19,3	6,1 5,2	22,3 18,6	6,0 5,0
4ª - 30,0	1	30,0	8,0	28,2	7,5	30,2	8,1
	2	30,0	8,0	28,5	7,6	30,0	8,0
	3	28,0	7,5	29,3	7,8	30,5	8,1
	4	29,0	7,7	30,1	8,0	29,4	7,8
	5	29,5	7,9	31,0	8,3	28,9	7,7
	6	28,4	7,6	28,5	7,6	28,4	7,6
	Média Máximo Mínimo	29,2 30,0 28,0	7,8 8,0 7,5	29,3 31,0 28,2	7,8 8,3 7,5	29,6 30,5 28,4	7,9 8,1 7,6
5ª - 60,0	1	58,3	15,5	60,0	16,0	59,0	15,7
	2	56,4	15,0	59,4	15,8	62,4	16,6
	3	55,7	14,9	58,4	15,6	59,2	15,8
	Média	56,8	15,1	59,3	15,8	60,2	16,1
	Máximo Mínimo	58,3 55,7	15,5 14,9	60,0 58,4	16,0 15,6	62,4 59,0	16,6 15,7

Qr e Qp : vazões real e de projeto, respectivamente, l/h

CHV : carga hidráulica volumétrica, m³/m³.dia

4.7 CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA (COV)

Os valores da carga orgânica volumétrica foram obtidos utilizando a Equação 2.6 (Capítulo 2). As médias por semana de operação e os valores médios, máximo e mínimo, para cada etapas, estão na Tabela 4.20.

4.8 CARGA BIOLÓGICA (CB)

Os valores médios semanais da carga biológica dos três reatores para as cinco etapas de operação estão também reunidos na Tabela 4.20 e foram obtidos através da Equação 2.7 (Capítulo 2).

Tabela 4.20 - Carga orgânica volumétrica em kgDQO/m³.dia e carga biológica em kgDQO/kgSVT.dia média semanal dos três reatores nas cinco etapas de operação

Etapas - IDH	Semanas de Operação	FP01		FP02		FP03	
		COV	CB	COV	CB	COV	CB
1 ^a - 10,0h	1	1,527	—	1,508	—	1,547	—
	2	1,654	0,069	1,709	0,159	1,690	0,120
	3	1,500	—	1,570	—	1,517	—
	4	1,614	0,073	1,750	0,084	1,750	0,121
	5	1,652	—	1,596	—	1,726	—
	6	1,400	0,074	1,503	0,108	1,607	0,124
	Média	1,558	0,072	1,606	0,117	1,639	0,122
	Máxima Mínima	1,654 1,400	0,074 0,069	1,750 1,503	0,159 0,084	1,750 1,517	0,124 0,120
2 ^a - 6,0h	1	2,220	0,132	2,176	0,123	2,087	0,146
	2	2,204	0,140	2,588	0,162	2,588	0,207
	3	2,675	0,201	2,373	0,173	2,574	0,236
	4	2,100	0,125	2,086	0,205	2,042	0,196
	5	2,410	0,154	2,444	0,169	2,282	0,196
	6	2,637	0,198	2,552	0,188	2,234	0,225
	7	2,646	—	1,997	—	2,147	—
	Média Máxima Mínima	2,413 2,675 2,100	0,158 0,201 0,125	2,316 2,588 1,997	0,170 0,205 0,123	2,279 2,588 2,042	0,201 0,236 0,146
3 ^a - 4,0h	1	3,457	0,223	3,084	0,192	3,364	0,213
	2	3,642	0,268	3,555	0,219	3,613	0,312
	3	3,582	0,253	3,189	0,226	3,348	0,276
	4	3,738	0,285	3,930	0,327	3,683	0,460
	5	3,753	0,287	3,500	0,246	3,145	0,252
	Média	3,634	0,263	3,451	0,242	3,430	0,302
	Máxima Mínima	3,753 3,457	0,287 0,223	3,930 3,084	0,327 0,192	3,683 3,145	0,460 0,213
4 ^a - 3,0h	1	4,632	0,311	4,354	0,280	4,663	0,374
	2	4,608	0,304	4,378	0,314	4,608	0,369
	3	4,495	0,340	4,704	0,335	4,896	0,403
	4	4,818	0,356	5,001	0,336	4,884	0,410
	5	4,932	—	5,183	—	4,832	—
	6	4,726	—	4,742	—	4,726	—
	Média Máxima Mínima	4,702 4,932 4,495	0,328 0,356 0,304	4,727 5,183 4,354	0,316 0,336 0,280	4,768 4,896 4,608	0,389 0,410 0,369
5 ^a - 1,5h	1	8,084	0,566	8,320	0,605	8,181	0,711
	2	8,212	0,562	8,649	0,630	9,085	0,810
	3	8,303	0,543	8,705	0,661	8,825	0,822
	Média	8,200	0,557	8,558	0,632	8,697	0,781
	Máxima Mínima	8,303 8,084	0,566 0,543	8,705 8,320	0,661 0,605	9,085 8,181	0,822 0,711

COV : carga orgânica volumétrica, kgDQO/m³.dia

CB : carga biológica, kgDQO/kgSVT.dia

— : indica que não foi medido

CAPÍTULO 5

DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

Os resultados dos parâmetros apresentados no Capítulo 4 são interdependentes, pois os fenômenos físicos, químicos e biológicos não ocorrem isoladamente no interior do sistema anaeróbio. Mas, para efeito de melhor compreensão, a análise e discussão dos resultados serão apresentadas em partes e da seguinte forma: estabilidade operacional, desempenho e desenvolvimento da manta de lodo dos três reatores para os cinco tempos de detenção investigados. Sempre que possível e necessário será feita a interrelação dos efeitos causados na variação de um parâmetro sobre os demais.

5.1 ESTABILIDADE OPERACIONAL

Para avaliar a estabilidade operacional dos três reatores, durante as cinco fases do experimento, foram monitorados os seguintes parâmetros: pH, temperatura (T), alcalinidade de bicarbonato (AB) e ácidos graxos voláteis (AGV).

5.1.1 pH do afluente, efluente e manta de lodo

Os valores do pH do afluente e efluente dos três reatores mantiveram-se próximos ao neutro ($\text{pH} = 7,0$) nas cinco etapas do experimento. Os valores médios do pH foram de 7,3 e 6,9 para o afluente e efluente, respectivamente, considerando os três reatores e as cinco etapas do experimento.

A Tabela 5.1 apresenta os valores médios do pH do afluente e efluente dos três reatores para cada etapa da pesquisa. Esses valores de pH médio, estão dentro da faixa de pH requerida para que se tenha um desempenho satisfatório em um digestor anaeróbio, que é de 6,5 a 7,5 (van Haandel e Lettinga, 1994).

O pH dentro do reator apresentou uma tendência de aumento da base para o topo e também com a altura do reator, tendo-se valores de pH mais elevados no efluente do reator mais alto.

Esse efeito no comportamento do pH no interior do reator UASB foi explicado por van Haandel e Lettinga, 1994, da seguinte forma:

O maior valor do pH, no reator mais alto, deve ser atribuído a uma menor acidez do conteúdo do reator, que por sua vez é resultado de uma dessorção mais eficiente do dióxido de carbono, na medida em que as bolhas têm uma trajetória mais longa até a superfície livre do reator.

O pH mínimo encontrado para a manta de lodo foi de 6,3, um valor baixo para a digestão anaeróbia. Contudo esse valor apareceu esporadicamente nos pontos próximos à base do reator (ponto P1) onde presumivelmente ocorreram intensas reações acidogênicas, não significando, pois, um desequilíbrio das fases da digestão, nem muito menos riscos de azedamento do conteúdo do reator. O pH médio da manta de lodo para os três reatores e para as cinco etapas do experimento foi de 6,6.

5.1.2 Temperatura

Os valores médios semanais da temperatura do afluente e efluente dos três reatores não apresentaram variações bruscas ao longo de cada experimento o que, segundo (Chernicharo, 1997), é importante para o bom desempenho dos reatores anaeróbios.

A Tabela 5.1 apresenta os valores médios da temperatura afluente e efluente dos três reatores, para cada etapa do experimento. Observa-se nessa Tabela que a temperatura sempre esteve abaixo do valor ótimo para a digestão mesofílica (30 a 35°C), mas, no entanto, acima do valor mínimo para uma digestão tecnicamente viável (van Haandel e Lettinga, 1994).

A diferença de temperatura média do afluente e efluente dos reatores nas duas primeiras etapas, comparadas com as duas últimas, foi devido a mudança de estação do inverno para o verão.

Tabela 5.1 - Valores médios do pH e da temperatura do afluente e efluente dos três reatores em cada etapa de operação

TDH (horas)	Afluente		FP 01		FP 02		FP 03	
	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)
10,0	7,3	25	6,9	24	6,9	23	7,0	24
6,0	7,4	24	6,9	23	6,9	23	7,0	23
4,0	7,3	26	6,8	25	6,8	25	6,9	25
3,0	7,2	28	6,7	28	6,9	28	7,0	28
1,5	7,2	28	6,8	28	6,8	28	6,9	27

TDH : Tempo de Detenção Hidráulica

A temperatura se manteve aproximadamente constante ao longo da manta de lodo nos três reatores e entre os conteúdos dos reatores numa mesma etapa do experimento. A uniformidade no valor da temperatura no interior dos reatores indica que havia uma boa mistura do conteúdo dos reatores.

Conclui-se, portanto que não houve variações significativas de temperatura, no afluente, na manta de lodo, nem efluente, que comprometesse a estabilidade operacional dos três reatores em nenhuma etapa do experimento. Todavia, como as variações diárias de temperatura seriam bem menores num reator, em escala real operando nas mesmas condições, pode-se dizer que a pequena variação de temperatura apresentada nos três reatores foi devida, em parte, ao pequeno tamanho dos reatores. Conclui-se também que devido às condições climáticas no Nordeste brasileiro, o tratamento anaeróbio de esgoto se torna muito atrativo.

5.1.3 Alcalinidade de Bicarbonato (AB)

A alcalinidade de bicarbonato do afluente dos três reatores, nas cinco etapas do experimento, variou de 4,6 a 6,5 *meq/l* e a média ficou em torno de 5,6 *meq/l*, indicando que o esgoto afluente apresentava boa condição de tamponação. Não houve grandes diferenças nos valores da alcalinidade do efluente dos três reatores para uma mesma etapa.

A boa alcalinidade do esgoto afluente deve ser atribuída à alcalinidade da água de abastecimento da cidade de Campina Grande, que reflete numa alta capacidade de tamponamento favorecendo a estabilidade do valor do pH. Verifica-se que mesmo havendo uma eficiente fermentação ácida, o valor do pH mantém-se dentro da faixa ótima para as bactérias metanogênicas.

A Tabela 5.2 mostra um resumo da alcalinidade média afluente, e efluente por etapas de operação e para os três reatores. Nessa tabela pode-se constatar que nas 1^a, 4^a e 5^a etapas a alcalinidade do efluente apresentou valores superiores à média da alcalinidade afluente, mostrando que houve uma produção líquida de alcalinidade nos reatores, que é um efeito positivo para digestão anaeróbia de esgoto.

Não houve grandes diferenças entres os valores da alcalinidade dos três reatores, indicando que os três reatores operaram em condições semelhante de estabilidade operacional.

5.1.4 Ácidos graxos voláteis (AGV)

Os valores de AGV no efluente dos três reatores eram baixos em todas as etapas do experimento indicando que não havia indício de acidificação do conteúdo dos reatores.

A Tabela 5.2 mostra um resumo dos valores médios dos AGV do afluente e efluente dos três reatores para cada etapa do experimento.

Tabela 5.2 - Valores médios da AB e dos AGV do afluente e efluente dos três reatores para cada etapa de operação (em *meq/l*)

TDH (h)	Afluente		FP 01		FP 02		FP 03	
	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV
10,0	5,3	0,9	5,9	0,5	5,6	0,5	6,1	0,4
6,0	6,0	0,9	5,6	0,5	5,6	0,5	5,6	0,4
4,0	6,2	0,6	5,4	0,4	5,2	0,6	5,3	0,5
3,0	5,5	1,4	5,6	0,7	5,8	0,5	5,4	0,7
1,5	4,8	1,1	5,8	0,3	5,7	0,3	5,5	0,4

AB : alcalinidade de bicarbonato, *meq/l*

AGV : ácidos graxos voláteis, *meq/l*

Os valores de AGV, determinados nas amostras do efluente (< 1 *meq/l*), sempre se apresentaram menores que no afluente, indicando que havia uma boa atividade metanogênica (não havia acumulação de AGV nos reatores).

Os baixos valores de AGV no efluente, os altos valores de alcalinidade do esgoto, e os valores do pH do efluente perto do neutro, indicam que, independentemente da relação entre a área e a profundidade, os três reatores apresentaram estabilidade operacional em todas as etapas do experimento, mesmo para TDH muito curto, sem o menor risco de acumulação de ácidos orgânicos e conseqüentemente de azedamento do conteúdo dos reatores.

5.2 DESEMPENHO DOS REATORES UASB

O desempenho dos reatores era avaliado em termos de DQO afluente bruto e efluente bruto e decantado, que será discutido a seguir.

5.2.1 Demanda química de oxigênio (DQO)

A DQO foi o parâmetro utilizado nesta pesquisa para quantificar a matéria orgânica afluyente e a matéria orgânica remanescente no efluente dos reatores UASB, bem como o desempenho destes em termos de eficiência de remoção em relação à DQO efluente bruta (DQO_{efb}) e DQO efluente decantada (DQO_{efd}).

Podemos dizer que sempre houve remoção de DQO nos três reatores em todas as etapas do experimento, pois a DQO afluyente sempre foi maior que a DQO do efluente dos reatores.

A DQO efluente decantada foi sempre menor que a DQO efluente bruta, devido a expulsão do lodo gerado no reator.

Quanto maior o TDH, menor os valores da DQO efluente média semanal, devido à menor relação alimento e massa biológica ativa (van Haandel e Lettinga, 1994).

Numa mesma etapa, a DQO média efluente dos três reatores mostra uma pequena tendência de diminuição com o aumento da altura do reator, para tempos de detenção longos. Este comportamento está de acordo com van Haandel e Lettinga (1994) que explicam que para reatores altos e, portanto, com área reduzida, a velocidade ascendente é elevada e o contato do material orgânico afluyente com o lodo no leito é intenso, melhorando a eficiência de remoção do material orgânico e obtendo uma DQO efluente menor.

Mas, por outro lado, a DQO média efluente tende a aumentar com a altura do reator para tempos de detenção curtos, isto se deve à perda de lodo pelo arraste (wash out) devido à alta velocidade ascendente, comprometendo a qualidade do efluente (*ibid.*).

De uma maneira geral existe, apenas, uma pequena diferença entre os valores de DQO efluente dos três reatores operando com o mesmo tempo de detenção hidráulica, não indicando haver uma vantagem significativa de um sobre os outros.

A Tabela 5.3 apresenta os valores médios da DQO afluyente bruto e efluente bruto e decantado, dos três reatores, para cada etapa de operação, onde se constata que a DQO efluente decantada é sempre menor que a DQO efluente bruta, indicando que com uma simples decantação ou com um programa de descarga de lodo, pode-se melhorar a qualidade do efluente do reator UASB.

Tabela 5.3 - Valores médios da DQO afluente bruto e efluente bruto e decantado dos três reatores em cada etapa de operação (em mg/l)

TDH (h)	Afluente DQOafb	FP 01		FP 02		FP 03	
		DQOefb	DQOefd	DQOefb	DQOefd	DQOefb	DQOefd
10,0	689	192	151	167	121	129	109
6,0	604	220	124	158	122	183	129
4,0	617	214	152	223	136	176	137
3,0	605	240	145	216	122	208	135
1,5	542	234	140	213	141	255	146

DQOafb : DQO do afluente bruto

DQOefb : DQO do efluente bruto

DQOefd : DQO do efluente decantado

5.2.2. Eficiência de remoção da DQO afluente em relação a DQOefb e a DQOefd

Os reatores de maior profundidade, mostraram um melhor desempenho, quanto à remoção de DQO, para tempos de detenção hidráulica maiores que 6,0 horas.

Mas em termos gerais, pode-se dizer, em relação a eficiência de remoção da matéria orgânica, que os reatores com relações área/profundidade diferentes tiveram comportamentos semelhantes em cada um dos tempos de detenção investigados.

A remoção de matéria orgânica em relação ao efluente decantado é sempre maior que a remoção em relação a o efluente bruto nos três reatores para todas as etapas do experimento e essa diferença aumenta à medida que o tempo de detenção hidráulica diminui. Isto se deve ao lodo de excesso descarregado juntamente com o efluente bruto que aumenta de quantidade com o aumento da velocidade ascensional, comprometendo a qualidade do efluente. (Van Haandel e Lettinga, 1994).

A Tabela 5.4 apresenta os valores médios da eficiência de remoção de DQO afluente em relação a DQOefb e DQOefd para cada etapa de operação. De acordo com essa Tabela, tem-se que, de um modo geral, a remoção da DQO bruta média para os três reatores, considerando as cinco etapas do experimento, foi de 66% e a DQO decantada foi de 78%. Essa diferença deve-se ao lodo descarregado juntamente com o efluente que é igual ao lodo produzido no reator operando no estado estacionário sem descarga intencional de lodo (*Ibid.*).

Tabela 5.4 - Valores médios da remoção de DQO afluente em relação ao efluente bruto e decantado dos três reatores em cada etapa de operação (em %)

TDH (h)	FP 01		FP 02		FP 03	
	DQOefb	DQOefd	DQOefb	DQOefd	DQOefb	DQOefd
10,0	72	78	76	82	81	84
6,0	63	79	74	80	70	78
4,0	65	75	64	78	72	78
3,0	60	76	64	80	66	78
1,5	57	74	61	74	53	73

Ao verificar a Figura 5.1, que mostra a eficiência de remoção média da DQO bruta dos três reatores para cada um dos cinco tempos de detenção hidráulica investigados, constata-se que a remoção da matéria orgânica nos reatores UASB diminui com o TDH. Estes dados estão de acordo com conclusões de van Haandel e Lettinga (1994) que dizem que há uma tendência geral de diminuição da eficiência de remoção da matéria orgânica quando diminui o tempo de detenção hidráulica, em particular quando este atinge valor abaixo de 4,0 a 6,0 horas.

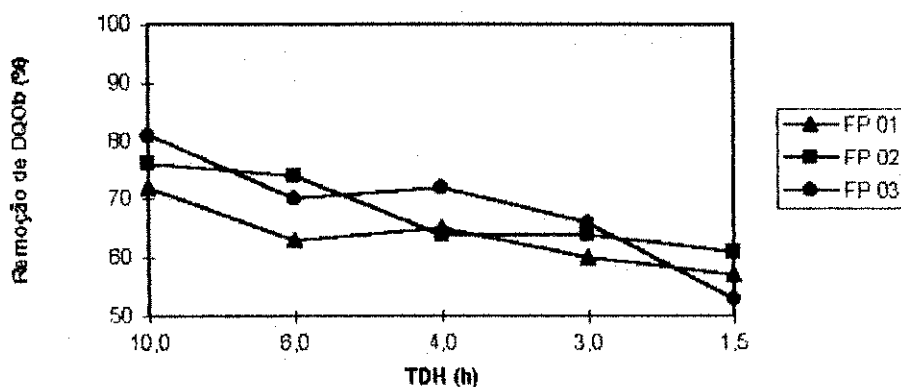


Figura 5.1 - Eficiência de remoção da DQOa média dos três reatores para o intervalo de tempo de detenção hidráulica investigado

Considerando o TDH médio de 6,0 horas, que é o mais utilizado na prática, os valores médios da remoção de DQO bruta conseguidos nesta pesquisa nos três reatores, estão dentro da faixa de valores obtidos por outros autores, ver na Tabela 5.5.

Tabela 5.5 - DQO afluente e efluente bruta e eficiência de remoção da DQO para TDH próximo de 6,0h, em diversas localidades, tratando esgoto bruto em reatores UASB

TDH (h)	DQOafb	DQOefb	Rem (%)	Local
6,0	321	109	65	Cali
6,1	188	83	56	São Paulo
5,0	595	166	72	Bucaramanga
6,0	471	179	62	Kampur
5,7	695	273	61	Pedregal
6,0	604	187	69	PROSAB - PB

DQOafb : DQO do afluente bruto, *mg/l*

DQOefb : DQO do efluente bruto, *mg/l*

Rem (%) : remoção da DQOafb, %

5.3 SÓLIDOS NO AFLUENTE, EFLUENTE E MANTA DE LODO DOS REATORES

5.3.1 Sólidos totais (ST) e sólidos voláteis totais (SVT)

Os sólidos totais do afluente dos três reatores apresentaram pequenas variações em torno de um valor médio de 1200 *mg/l*, com uma fração de sólidos voláteis de 35%, considerando as cinco etapas de operação.

A fração de sólidos voláteis no efluente aumentou com a diminuição do tempo de detenção hidráulica. Isto se deve ao aumento da velocidade ascendente que propicia o arraste das partículas juntamente com o efluente.

5.3.2 Sólidos suspensos

Considerando os valores médios dos sólidos suspensos (SS), nas cinco etapas da investigação, observa-se que:

- os valores médios dos sólidos suspensos totais no efluente dos três reatores, para as cinco etapas do experimento, apresentaram uma variação de 57 à 117 *mg/l*, estando de acordo com os valores apresentados por Yu *et al.* (1997), obtidos a partir de experimentos na Holanda, Brasil, Colômbia e Índia. Esses dados mostram que, os sólidos suspensos totais no efluente do UASB variaram entre 30 *mg/l* (Cali na Colômbia) e 134 *mg/l* (Kampur na Índia).

Oliva (1997) *apud* Bezerra (1998), mostra que em experimentos com UASB em São Carlos (Brasil), tratando esgoto com SST = 368 mg/l, chegaram ao efluente com SST = 113 mg/l;

- os valores dos sólidos suspensos do efluente são, em geral, menor que os valores apresentados no afluente, mostrando que houve remoção;

- para uma mesma etapa, os sólidos suspensos no efluente dos três reatores apresentaram valores bem próximos.

5.3.3 sólidos sedimentáveis

Os sólidos sedimentáveis foram determinados, apenas, em amostras do efluente dos três reatores e estão apresentados na Tabela 4.12. Nessa Tabela observa-se que, os sólidos sedimentáveis, em geral, aumentaram com a diminuição do tempo de detenção hidráulica. Isto ocorre devido ao aumento da velocidade ascendente do esgoto no interior dos reatores, que propicia o arraste de partículas juntamente com o efluente (van Haandel e Lettinga, 1994).

5.3.4 Sólidos da manta de lodo

Observando os valores dos sólidos da manta de lodo, apresentados nas Tabelas 4.13, 4.14 e 4.15 (Capítulo 4) para os três reatores, respectivamente, pode-se concluir que:

- em todas as etapas, foram observadas uma diminuição da concentração do lodo a partir da base até o topo dos reatores. Essa tendência é menos acentuada na medida que o tempo de detenção hidráulica diminui, devido a maior expansão do leito de lodo, provocada pelo aumento da velocidade ascendente do esgoto no interior dos reatores (Chernicharo, 1997; van Haandel e Lettinga, 1994);

Foi observada uma diminuição vertiginosa na concentração dos sólidos totais da 2ª para 3ª etapa, enquanto que para os sólidos voláteis, praticamente, a concentração não variou, isto ocorreu devido a descarga de fundo que foi efetuada nos reatores nesse período, implicando que foram descarregados, basicamente, sólidos inorgânicos (areia) dos reatores aumentando o volume útil dos mesmos;

Para uma mesma etapa, a concentração dos sólidos totais média, ao longo do corpo do reator, variou muito, tendo-se para os pontos próximos à base dos reatores valores acima do máximo geralmente encontrados na prática, isto se deve a deposição de sólidos inorgânicos no fundo dos reatores.

A massa total de lodo nos reatores foram obtidas através do somatório das massas de cada ponto do reator e estas, por sua vez, foram obtidas a partir do produto entre a concentração dos sólidos nos pontos de amostragem pelos respectivos volumes de influência. Os volumes de influência dos pontos de amostragem estão listados na Tabela 3.4 (Capítulo 3);

Através dos valores da massa total e volátil do lodo nos três reatores, apresentados no Capítulo 4, pôde-se chegar às seguintes conclusões:

- a massa total de lodo, em cada reator, aumentou acentuadamente com o tempo de detenção hidráulica, e este aumento se deve principalmente ao aumento da massa de lodo inorgânico. Este fenômeno pode ser explicado da seguinte forma: aparentemente um tempo de detenção longo (velocidade ascendente baixa) permitiu a deposição de material inorgânico do afluente como barro, argila, silte e areia.

Essa deposição era maior na medida em que a velocidade ascendente era menor, o que leva a crer que este material era principalmente constituído de pequenas partículas com baixa velocidade de sedimentação. Portanto, a fração de lodo inorgânico diminuiu com diminuição do tempo de detenção hidráulica;

- a fração de lodo volátil nos reatores aumentou com a velocidade ascendente. Esse fenômeno pode ser assim explicado: com o aumento da velocidade ascendente há uma seleção da biomassa (lodo volátil) de maior sedimentabilidade e de melhor atividade no reator;

- a massa de lodo volátil, em cada reator, para qualquer tempo de detenção hidráulica, se manteve praticamente constante. Isto se explica porque os reatores UASB estavam operando em estado estacionário e sem descarga de lodo, expulsando o lodo produzido junto com o efluente, mantendo a massa de lodo no interior do reator na capacidade máxima de acumulação (Van Haandel e Lettinga, 1994).

5.4 Vazão do esgoto afluyente

Os valores médios das vazões dos reatores são bem próximos entre si, em cada etapa do experimento, e próximos da vazão de projeto, garantindo o tempo de detenção hidráulica desejado, já que o volume era fixo e igual para os três reatores. A variação da vazão entre os reatores e em comparação a vazão de projeto foi sempre inferior a 10%.

5.5 Carga hidráulica volumétrica

A carga hidráulica aplicada aos três reatores numa mesma etapa, foram praticamente a mesma, tendo em vista que os valores das vazões dos três reatores para uma mesma etapa foram bem próximas e os volumes dos três reatores eram iguais;

Os três reatores foram submetidos a cargas hidráulicas crescentes com o aumento da vazão aplicada em cada etapa de operação;

A carga hidráulica máxima aplicada aos reatores foi de $16,6 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{dia}$, que corresponde a um TDH de 1,5h. Este valor está acima do valor estabelecido em estudos experimentais que é de $5,0 \text{ m}^3/\text{m}^3.\text{dia}$ (Chernicharo, 1997);

Podemos concluir que os três reatores UASB, mesmo trabalhando com cargas hidráulicas elevadas, não demonstraram riscos de acidificação e ainda teve uma boa eficiência de remoção da matéria orgânica afluyente.

5.6 Carga orgânica volumétrica (COV)

Para um mesmo tempo de detenção hidráulica a carga orgânica volumétrica apresentou pequena variação, devido a variações da DQO e da vazão afluyente dos reatores;

Ao longo das cinco etapas, a carga orgânica volumétrica aumentou, devido ao aumento da vazão requerida para cada tempo de detenção hidráulica;

Em geral, pode-se dizer, que os três reatores foram submetidos à mesma carga orgânica volumétrica em cada uma das etapas do experimento;

A carga orgânica volumétrica máxima, aplicada aos três reatores na quinta etapa do experimento ($9,0 \text{ kgDQO/m}^3\text{.dia}$) foi inferior à carga máxima recomendada para reatores UASB tratando esgoto doméstico ($15,0 \text{ kgDQO/m}^3\text{ dia}$), não comprometendo o funcionamento dos reatores (*Ibid.*).

5.7 Carga biológica (CB)

Os três reatores foram submetidos, praticamente, a uma mesma carga biológica em cada etapa do experimento;

As cargas biológicas dos reatores apresentaram pequenas variações, numa mesma etapa, devido as pequenas variações da DQO, da vazão e da fração de sólidos voláteis no afluyente;

Na quinta etapa do experimento, os reatores foram submetidos à carga biológica máxima de $0,8 \text{ kgDQO/kgSVT.dia}$, que é inferior à recomendada para reatores UASB operando em estado estacionário ($2,0 \text{ kgDQO/kgSVT.dia}$), não comprometendo o desempenho dos reatores (*Ibid.*).

CAPÍTULO 6

CONCLUSÕES

Na faixa de tempo de detenção hidráulica (TDH) de 1,5 a 10,0 horas e profundidades variando de 1,8 a 5,0 metros, reatores UASB, em escala piloto, tratando esgoto doméstico e com configurações do separador de fases semelhantes ao usado nesta pesquisa, levou as seguintes conclusões:

1. A razão entre a área e a profundidade não influi significativamente sobre a eficiência de remoção do material orgânico, para um mesmo TDH;
 2. Em todos os casos a fermentação metanogênica sempre foi eficiente e conseqüentemente o pH sempre se manteve na faixa ideal para a digestão anaeróbia;
 3. Velocidades ascendentes do esgoto muito baixas ($< 0,28 \text{ m/h}$) propiciam a acumulação de grande quantidade de material argiloso e areia, resultando numa grande acumulação de sólidos inorgânicos no fundo dos reatores. Velocidades ascendentes muito elevadas ($> 0,5 \text{ m/h}$) levam a um aumento da proporção de sólidos orgânicos sobre os inorgânicos;
 4. Uma vez que a razão entre a área e a profundidade de um reator UASB não tem influência significativa sobre o seu desempenho, os valores da área e da altura (profundidade) serão determinados principalmente pelos custos e as características do terreno disponível para a construção do reator UASB.
-

RECOMENDAÇÕES

Tendo em vista os resultados obtidos nesta pesquisa, recomenda-se novas propostas de estudos, entre elas:

1. Realizar estudo do comportamento hidrodinâmico em reatores com razão área/altura diferentes, visando a determinação do volume morto e do número de dispersão nesses reatores;
 2. Tendo sido observado um bom desempenho dos reatores (boa estabilidade operacional e remoção de matéria orgânica), desempenho este que pode ter sido favorecido pelo separador de fases não convencional, recomenda-se investigar a aplicação de placas paralelas (decantadores de alta taxa);
 3. Determinar as características de granulação, sedimentabilidade, estabilidade e atividade do lodo gerado em reatores tipo UASB, operados com diferentes tempos de detenção hidráulica.
-

ANEXO**MONITORAÇÃO DO ESGOTO AFLUENTE DOS REATORES UASB DURANTE O PERÍODO DE PESQUISA NOS PERFIS DE 24 HORAS**

As características (composição e concentração) do afluente de uma estação de tratamento de esgoto sofrem variações ao longo de um dia completo, isto se deve aos hábitos e às condições sócio-econômicas da população contribuinte, bem como das características do sistema de esgotamento sanitário (van Haandel e Lettinga, 1994).

Com o objetivo de verificar as variações qualitativas e quantitativas do esgoto afluente dos reatores UASB, foram feitas quatro campanhas de 24 horas cada, durante o período de pesquisa. Nestas campanhas foram feitas análises de amostras pontuais do afluente, coletadas em intervalos de 2 horas durante 24 horas consecutivas. Nas três primeiras campanhas, foram monitorados os valores dos seguintes parâmetros: pH, temperatura, alcalinidade de bicarbonato, ácidos graxos voláteis, DQO, sólidos totais e sólidos voláteis totais. Na quarta e última campanha foi monitorada, apenas, a DQO do afluente. A Tabela A.1 mostra as datas de realização e a hora de início das quatro campanhas.

Tabela A.1 - Datas e horário de início das quatro campanhas realizadas durante a pesquisa

Campanha	Data	Hora de início
1 ^a .	11 e 12/06/97	06:00
2 ^a .	21 e 22/10/97	06:00
3 ^a .	05 e 06/11/97	12:00
4 ^a .	11 e 12/02/98	12:00

A.1 MONITORAÇÃO DO pH E DA TEMPERATURA DO ESGOTO AFLUENTE DOS REATORES UASB

Na Tabela A.2 estão os resultados do pH e da temperatura do afluente dos reatores UASB, obtidos durante a monitoração, nas três primeiras campanhas de amostragem, bem como, os valores médios, máximos, mínimos e desvio padrão para cada campanha. As Figuras A.1 e A.2 permitem a observação da variação diária do pH e da temperatura do esgoto afluente, respectivamente, nas três primeiras campanhas.

Tabela A.2 - Valores do pH e da temperatura do afluente nas três primeiras campanhas realizadas durante a pesquisa

Hora da coleta	Data de realização da campanha					
	11 e 12/06/97		21 e 22/10/97		05 e 06/11/97	
	pH	T (°C)	pH	T (°C)	pH	T (°C)
00:00	7,0	24	7,1	27	7,0	28
02:00	7,0	24	7,1	27	7,0	27
04:00	7,0	23	7,1	27	7,0	27
06:00	7,0	23	7,1	27	7,1	28
08:00	7,3	24	7,2	28	7,2	28
10:00	7,0	25	7,0	28	6,8	29
12:00	6,8	25	6,8	29	6,7	30
14:00	6,8	26	6,9	29	6,7	29
16:00	7,0	25	7,0	28	6,9	29
18:00	7,0	24	6,9	28	7,0	28
20:00	6,8	24	7,1	27	6,9	27
22:00	6,9	24	6,8	27	7,0	28
Média	7,0	24	7,0	28	6,9	28
Máximo	7,3	26	7,2	29	7,2	30
Mínimo	6,8	23	6,8	27	6,7	27
Desvio padrão	0,1	0,9	0,1	0,9	0,1	0,9

A.1.1 pH do esgoto afluente

O pH do esgoto afluente não variou muito ao longo do dia, como pode ser observado nos dados e no desvio padrão, de cada campanha, na Tabela A.2. Ao longo das três campanhas, o pH mínimo foi de 6,7, entre 12 e 14 h, na campanha de 05 a 06/11/97, e o valor máximo foi de 7,3, as 8 h, na campanha de 11 a 12/06/97. Portanto, o pH do afluente permaneceu dentro da faixa ótima para a digestão anaeróbia ($6,5 < \text{pH} < 7,5$) nas três primeiras campanhas realizadas.

A.1.2 Temperatura

A temperatura do afluente apresentou variação natural ao longo do dia, com valor mínimo entre 2 e 4 h, de 23°C para a primeira campanha (período de inverno) e 27°C para segunda e terceira. Os valores máximos de temperatura de 26, 29 e 30°C, para primeira, segunda e terceira campanhas, respectivamente, ocorreram entre 12 e 14 h.

Portanto, a temperatura do afluente ao longo do dia apresentou uma variação máxima de 3°C, isto implica dizer que não houve perturbação nos reatores devido a variação brusca da temperatura do afluente, que é prejudicial ao processo de digestão anaeróbio. A temperatura média de 24°C para primeira e 28°C para a segunda e terceira campanhas, ficou abaixo da temperatura ótima para digestão anaeróbia na faixa mesofílica que é de 35°C, mas acima da mínima (20°C) necessária a uma digestão tecnicamente viável, segundo van Haandel e Lettinga (1994).

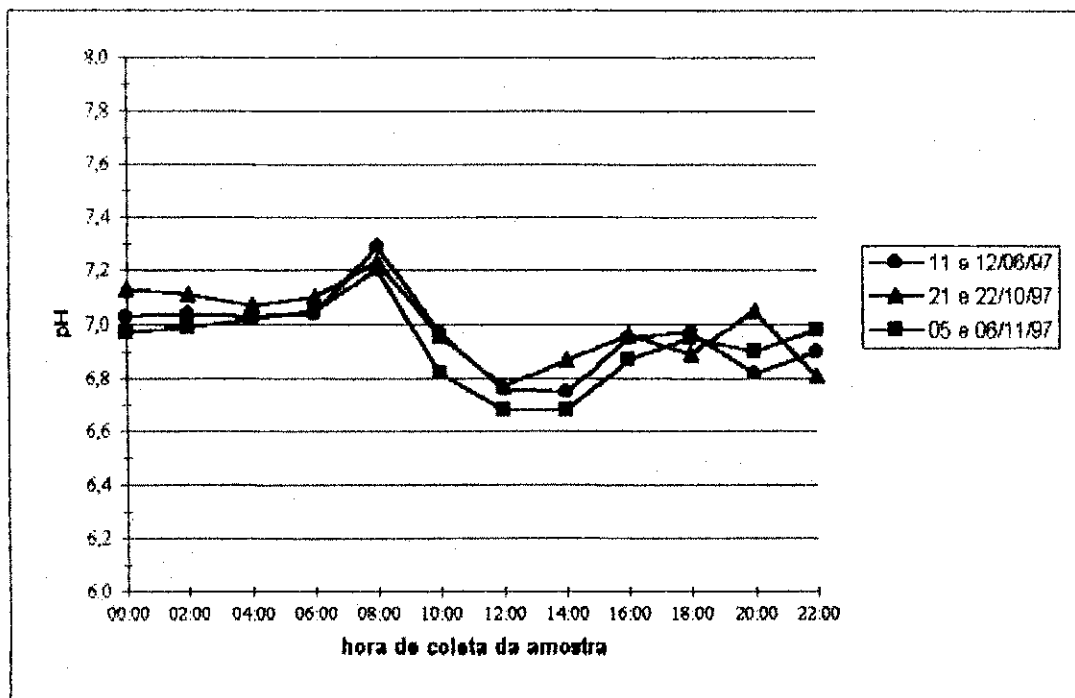


Figura A.1 - Monitoração do pH do afluente nas três primeiras campanhas realizadas durante a pesquisa

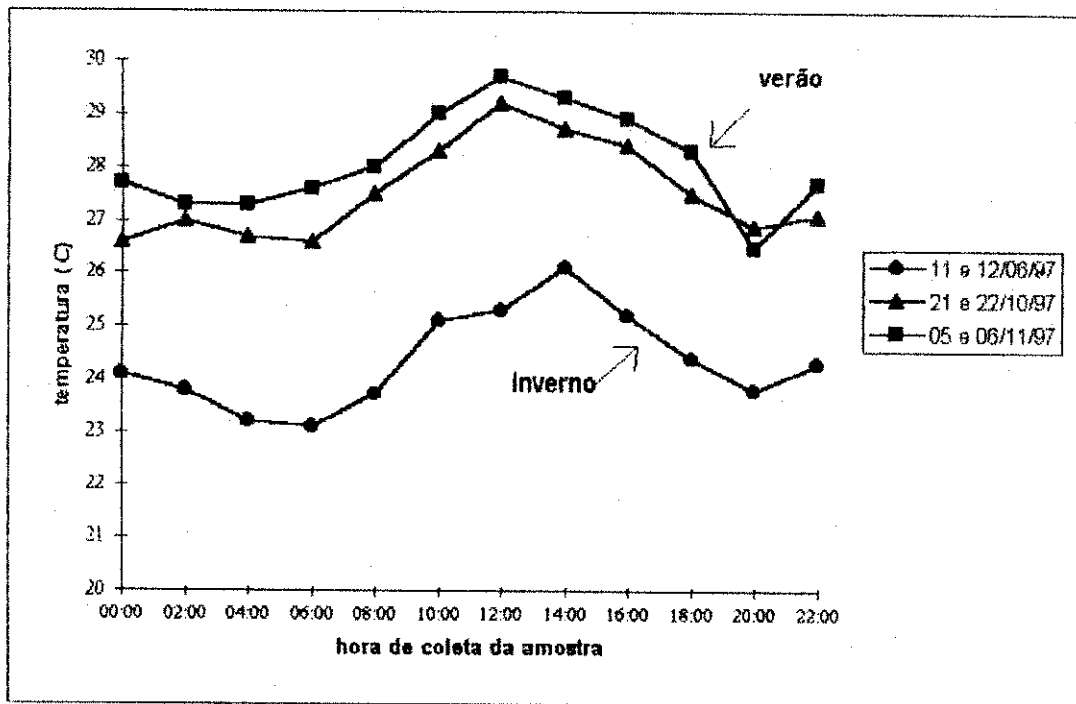


Figura A.2 - Monitoração da temperatura do afluente nas três primeiras campanhas realizadas durante a pesquisa

A.2 MONITORAÇÃO DA ALCALINIDADE DE BICARBONATO (AB) E DOS ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS (AGV) DO ESGOTO AFLUENTE DOS REATORES UASB

Na Tabela A.3 estão apresentados os valores da alcalinidade de bicarbonato e os ácidos graxos voláteis do esgoto afluente para as três primeiras campanhas. As Figuras A.3 e A.4 mostram os gráficos dos resultados da variação diária da AB e dos AGV, respectivamente.

A.2.1 Alcalinidade de bicarbonato (AB)

A alcalinidade de bicarbonato apresentou valor máximo de 4,7 meq/l para a segunda e 5,9 meq/l para a primeira e terceira campanhas. Os valores mínimos foram de 4,0, 3,0 e 3,5 para a primeira, segunda e terceira campanhas respectivamente e ocorreram no intervalo de 12 a 14 horas, correspondendo ao período de menor pH.

A alcalinidade apresentou variação significativa ao longo do dia, como demonstra o valor do desvio padrão, sendo esta variação de aproximadamente 2 meq/l ou 100 ppm CaCO₃, para as três etapas.

A.2.2 Ácidos graxos voláteis (AGV)

Os valores máximos ocorreram no intervalo de 12 às 14 horas correspondendo ao horário dos valores mínimos de pH e alcalinidade. Os valores de AGV mínimos ocorreram no intervalo de 6 à 8 horas onde se tem valores altos de pH e alcalinidade. Os ácidos graxos voláteis médios foram de 1,0, 1,1 e 1,3 *meq/l* para a primeira, segunda e terceira campanhas respectivamente e o desvio padrão máximo foi de 0,4 *meq/l*.

Em geral os valores dos AGV do afluente foram baixos. Baixos valores de AGV é bom para a digestão anaeróbia, pois não compromete a estabilidade operacional dos reatores nem causa risco de azedamento do conteúdo do reator.

Tabela A.3 -Valores da alcalinidade de bicarbonato e ácidos graxos voláteis do afluente nas três primeiras campanhas realizadas durante a pesquisa (em *meq/l*)

Hora da coleta	Data de realização da campanha					
	11 e 12/06/97		21 e 22/10/97		05 e 06/11/97	
	AB	AGV	AB	AGV	AB	AGV
00:00	4,9	1,2	4,2	1,0	4,6	1,2
02:00	5,1	0,8	3,9	0,9	3,9	1,1
04:00	4,2	1,2	3,1	0,7	3,8	0,5
06:00	4,9	0,3	3,2	0,8	3,7	0,6
08:00	5,9	0,5	4,7	1,4	5,9	1,2
10:00	5,5	1,5	4,7	1,2	4,8	1,3
12:00	4,1	1,5	3,8	1,0	3,5	1,6
14:00	4,0	1,0	3,3	1,5	3,7	1,8
16:00	4,6	1,1	3,4	1,5	4,1	1,5
18:00	4,6	1,1	3,0	1,1	4,6	1,5
20:00	4,9	1,2	3,7	1,2	4,8	1,1
22:00	4,6	1,2	3,3	1,1	4,0	1,9
Média	4,8	1,0	3,7	1,1	4,3	1,3
Máximo	5,9	1,5	4,7	1,5	5,9	1,9
Mínimo	4,0	0,3	3,0	0,7	3,5	0,5
Desvio padrão	0,6	0,4	0,6	0,3	0,7	0,4

AB : alcalinidade de bicarbonato, *meq/l*

AGV : ácidos graxos voláteis, *meq/l*

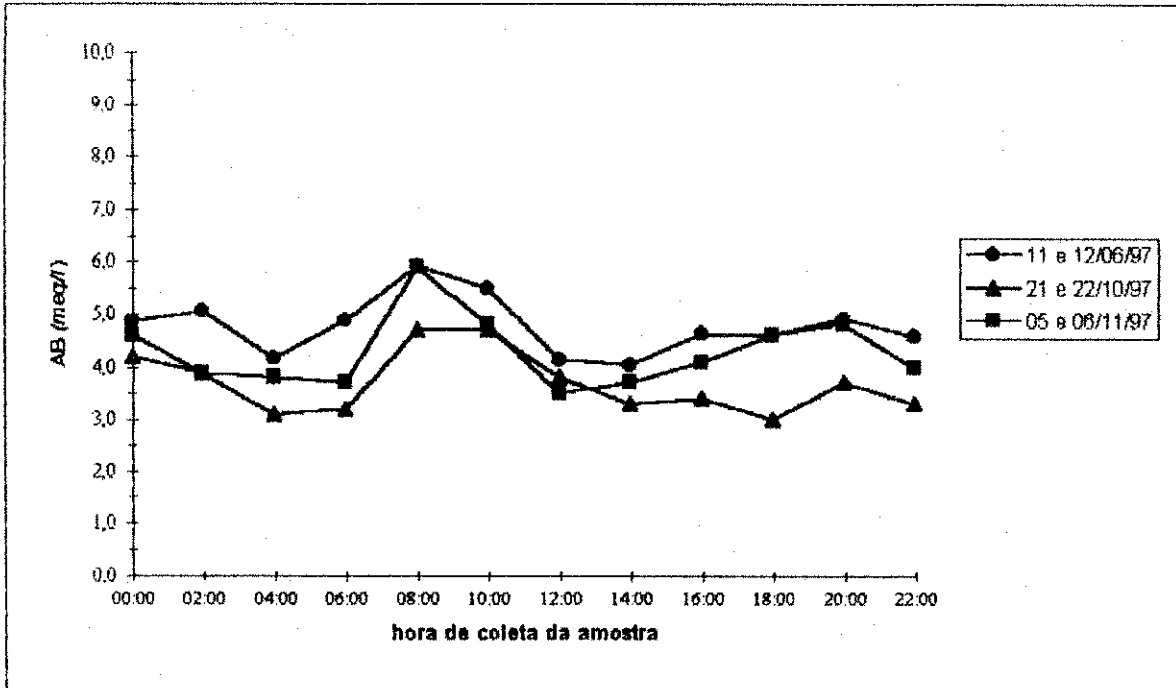


Figura A.3 - Monitoração da alcalinidade de bicarbonato do afluente nas três primeiras campanhas realizadas durante a pesquisa

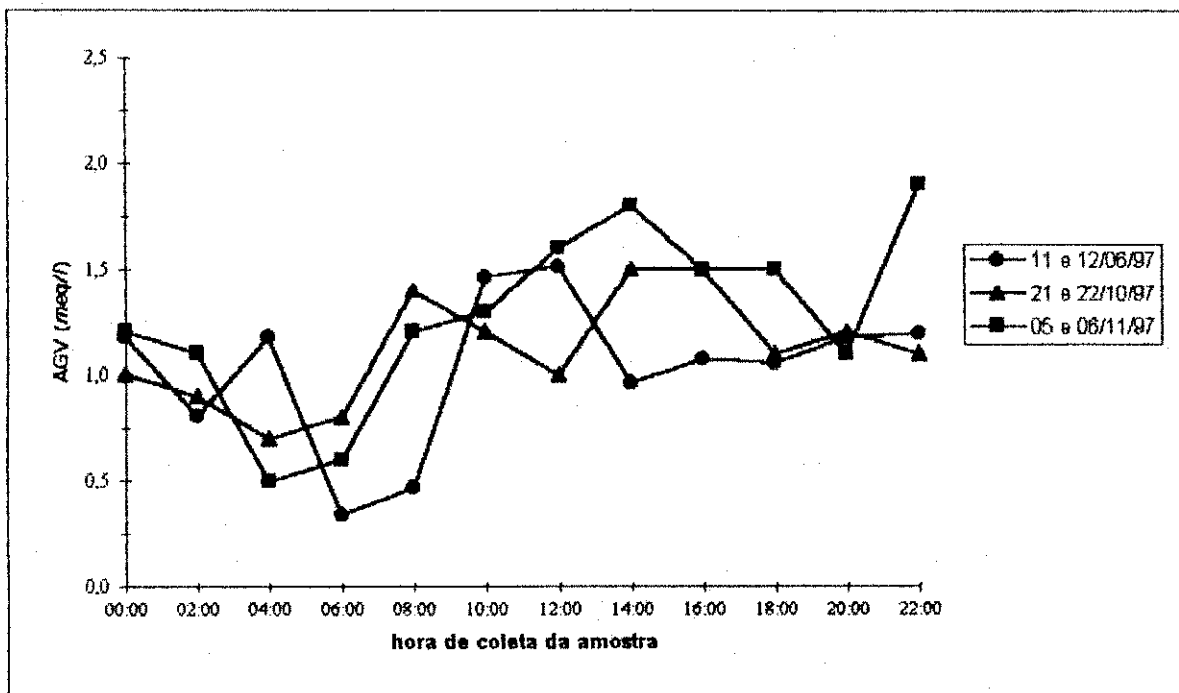


Figura A.4 - Monitoração dos ácidos graxos voláteis do afluente nas três primeiras campanhas realizadas durante a pesquisa

A.3 MONITORAÇÃO DA DQO DO ESGOTO AFLUENTE DOS REATORES UASB

Os valores da DQO afluente nas quatro campanhas realizadas durante a pesquisa estão apresentados na Tabela A.4 e na Figura A.5. Os valores mínimos de 100, 147, 122 e 195 para a primeira, segunda, terceira e quarta campanhas, respectivamente, ocorreram entre 4 h e 6 h.

Os valores máximos de 651, 815, 1099 e 912 para a primeira, segunda, terceira e quarta campanhas, respectivamente, ocorreram entre 10 e 12 horas. Na primeira campanha (11 e 12/06/97) foi observado o menor valor para DQO média, que foi o período mais chuvoso do ano, enquanto que o maior valor da DQO média foi observado na quarta campanha (11 e 12/02/98) que corresponde ao verão.

Os valores dos perfis de DQO, obtidos nas quatro campanhas, foram utilizados para calcular os cinco fatores de correção da DQO afluente dos reatores para cada uma das cinco etapas de operação da pesquisa.

Tabela A.4 - Valores da DQO afluente nas quatro campanhas realizadas durante o experimento (em *mg/l*)

Hora da coleta	Data de realização da campanha			
	11 e 12/06/97	21 e 22/10/97	05 e 06/11/97	11 e 12/02/98
	DQO (mg/l)	DQO (mg/l)	DQO (mg/l)	DQO (mg/l)
02:00	146	264	267	357
04:00	130	147	137	199
06:00	100	165	122	404
08:00	335	576	626	551
10:00	653	902	1099	858
12:00	725	890	949	886
14:00	548	799	813	813
16:00	613	683	708	711
18:00	506	571	759	802
20:00	395	564	452	772
22:00	429	837	544	483
Média	408	569	566	615
Máximo	725	902	1099	886
Mínimo	100	147	122	199
Desvio padrão	210	271	316	224

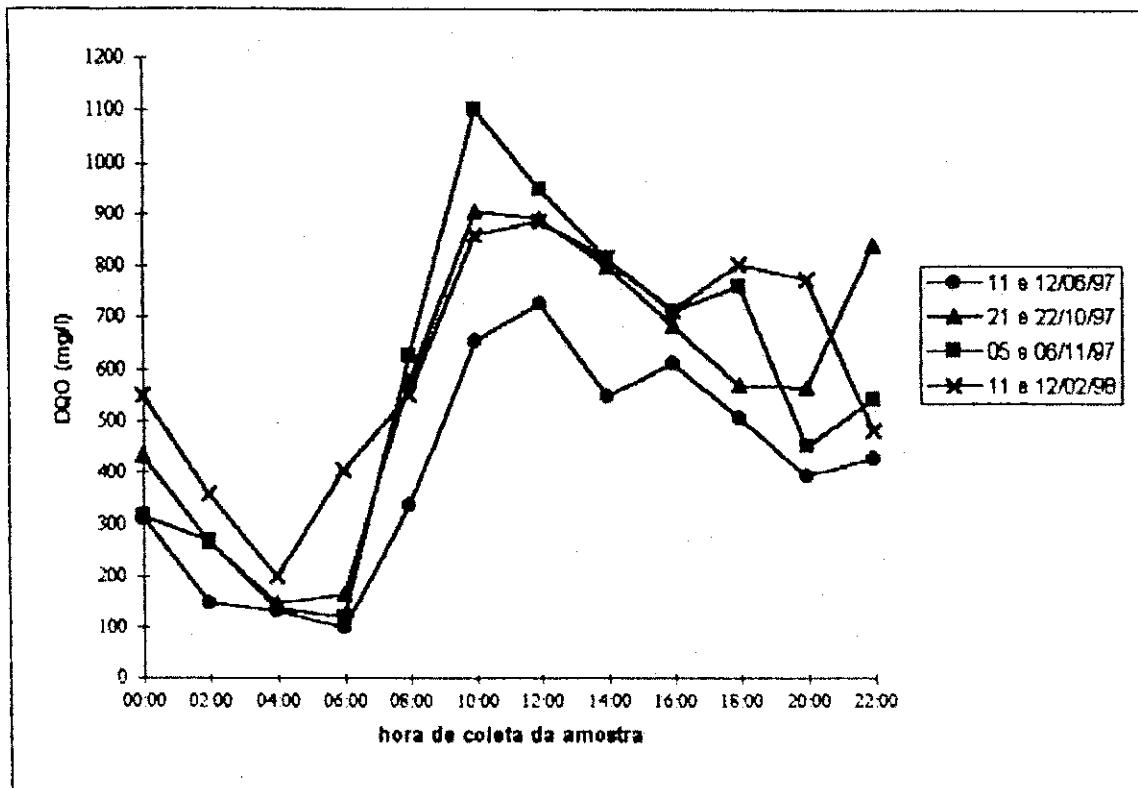


Figura A.5 - Variação diária da DQO afluente nas quatro campanhas realizadas durante a pesquisa

A.4 CÁLCULO DO FATOR DE CORREÇÃO DA DQO AFLUENTE

Durante as cinco etapas do experimento, as amostras coletadas para determinar o valor da DQO do afluente eram tomadas às 8 horas da manhã (amostra pontual). Para que esses valores da DQO das amostras coletadas às 8 horas refletisse a DQO média afluente e diária, foram feitas correções utilizando-se um fator de correção - F_c , obtido no perfil de vinte e quatro horas para cada etapa do experimento, conforme a Equação A.1.

$$F_c = DQO_{m,p} \div DQO_{8,p} \quad (A.1)$$

onde:

F_c : fator de correção da DQO afluente;

$DQO_{m,p}$: valor da DQO média do perfil do afluente obtido na campanha;

$DQO_{8,p}$: valor da DQO do perfil determinado na amostra coletada às oito horas (horário da coleta diária nas cinco etapas do experimento).

A correção da DQO afluente era feita pelo produto entre o valor da DQO de oito horas do dia e o fator de correção obtido para a respectiva etapa, de acordo com a Equação A.2.

$$DQO_{corr} = DQO_{8,d} \times F_c \quad (A.2)$$

onde:

DQO_{corr} : DQO média diária;

$DQO_{8,d}$: DQO obtida nas amostras do dia, coletadas às 8h nas cinco etapas do experimento;

F_c : fator de correção da DQO afluente.

Vale salientar que todos os valores da DQO afluente apresentados nesta dissertação estão devidamente corrigidos de acordo com a Equação A.2, utilizando os respectivos fatores para cada etapa, apresentados na Tabela A.5.

Tabela A.5 - Valores médios, pontuais (de 8h) e fatores de correção da DQO afluente dos perfis de 24h

Fator de correção	$DQO_{m,p}$	$DQO_{8,p}$	F_c
F_{c1}	408	335	1,22
F_{c2}	569	576	0,99
F_{c3}	566	626	0,90
F_{c4}	615	551	1,10

F_c : fator de correção da DQO afluente;

$DQO_{8,p}$: valor da DQO de oito horas do perfil;

$DQO_{m,p}$: valor da DQO média do perfil

Na Tabela A.6 estão os valores dos fatores de correção (F_c) da DQO afluente para cada etapa de investigação, com as respectivas formas de considerações.

Tabela A.6 - Valores dos fatores de correção da DQO afluente empregados em cada etapa de investigação e a forma de consideração destes.

Etapas de operação	Período de investigação		F_c	Forma de considerar
	Início	Fim		
1 ^a	27/05/97	18/07/97	1,22	F_{c1}
2 ^a	25/07/97	12/09/97	1,10	$(F_{c1} + F_{c2})/2$
3 ^a	18/09/97	14/10/97	0,99	F_{c2}
4 ^a	30/10/97	10/12/97	0,90	F_{c3}
5 ^a	12/01/98	30/01/98	1,10	F_{c4}

F_{c1} , F_{c2} , F_{c3} e F_{c4} : fatores de correção da DQO afluente correspondentes a primeira, segunda, terceira e quarta campanhas, respectivamente.

A.5 MONITORAÇÃO DOS SÓLIDOS TOTAIS E DOS SÓLIDOS VOLÁTEIS TOTAIS DO ESGOTO AFLUENTE DOS REATORES UASB

Na Tabela A.7 estão apresentados os valores dos sólidos totais e dos sólidos voláteis totais do esgoto afluyente obtidos nas três primeiras campanhas de 24 horas.

As Figuras A.6 e A.7 mostram a variação diária dos sólidos totais e dos sólidos voláteis totais do afluyente, respectivamente, nas três primeiras campanhas realizadas durante a pesquisa. Os menores valores dos ST e SVT são encontrados no período de 4 a 6 horas e os valores máximos encontram-se no intervalo de 10 as 12 horas, coincidindo com a variação da DQO.

Os valores médios dos sólidos totais foram de 963, 1139 e 1143 para a primeira, segunda e terceira campanhas, respectivamente.

Tabela A.7 - Valores dos sólidos totais e sólidos totais voláteis do afluyente nas três primeiras campanhas realizadas durante a pesquisa (em *mg/l*)

Hora da coleta	Data de realização da campanha					
	11 e 12/06/97		21 e 22/10/97		05 e 06/11/97	
	ST	STV	ST	STV	ST	STV
00:00	883	221	1061	377	1089	357
02:00	843	157	1013	422	1054	293
04:00	773	186	876	241	918	349
06:00	790	166	863	293	796	259
08:00	833	219	1221	526	1098	480
10:00	1045	312	1342	567	1380	669
12:00	1000	330	1237	489	1325	635
14:00	988	337	1277	529	1169	521
16:00	1134	332	1227	488	1294	504
18:00	1297	475	1197	481	1262	477
20:00	1005	304	1211	552	1186	467
22:00	899	251	1348	602	1137	483
Média	963	276	1139	451	1143	456
Máximo	1297	475	1342	567	1380	669
Mínimo	773	157	863	241	796	259
Desvio padrão	160	96	161	107	177	131

ST : sólidos totais, *mg/l*

SVT : sólidos voláteis totais, *mg/l*

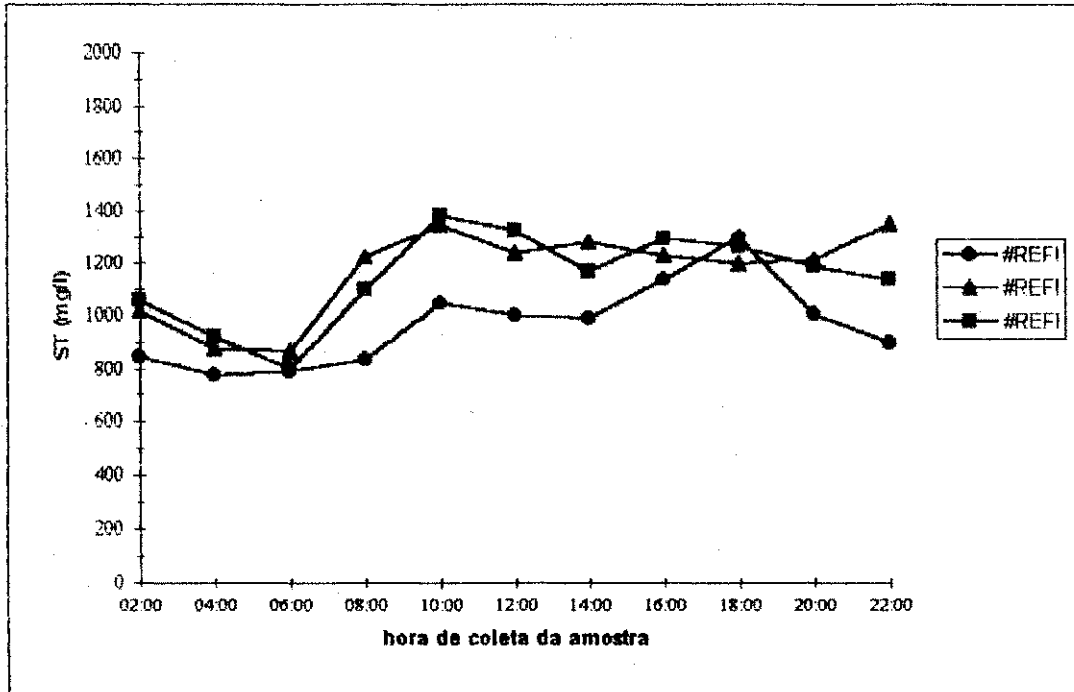


Figura A.6 - Monitoração dos sólidos totais do afluente nas três primeiras campanhas realizadas durante a pesquisa

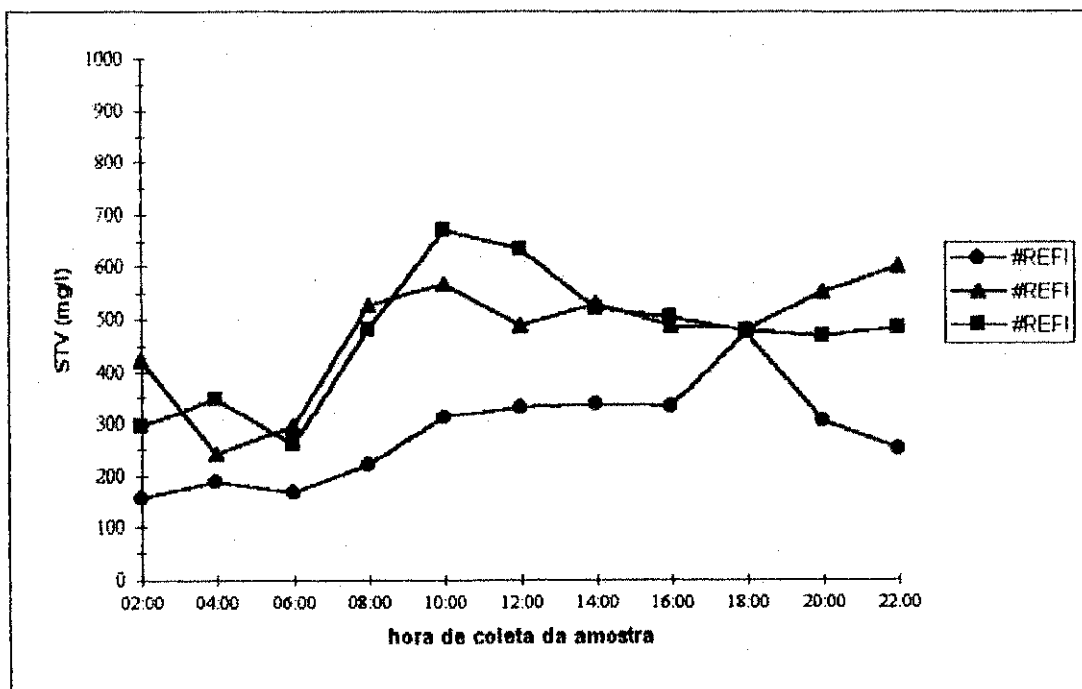


Figura A.7 - Monitoração dos sólidos voláteis totais do afluente nas três primeiras campanhas realizadas durante a pesquisa

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- APHA, AWWA e WEF (1995). *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 19^a. ed. Washington: American Public Health Association.
- BARBOSA, R. A. e SANT'ANNA Jr., G. L. (1989). Treatment of raw domestic sewage in an UASB reactor *Wat. Res.*, v. 23, n.12, p.1483-1490.
- BEZERRA, S. M. da C. (1998). *Influência do tempo de detenção hidráulica sobre a auto-inoculação na partida de um reator UASB tratando esgoto sanitário*. Campina Grande: 139p. Dissertação de Mestrado em Engenharia Civil - Universidade Federal da Paraíba.
- CHERNICHARO, C. A. L. (1997). *Reatores anaeróbios*. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias). SEGRAC, Belo Horizonte: 246 p.
- DEFNEY, K. S. (1956). Carbonate equilibria a graphic and algebraic approach. *Limnol. Oceanog.*, 10, 412.
- DILALLO, R. e ALBERTSON, O. E. (1961). Volatile acids by direct titration. *Journal Water Pollution Control Federation*, v. 33, n. 4, p. 356-365.
- EMBRAPA - PB (1998). Dados climáticos da cidade de Campina Grande no período de maio de 1997 a janeiro de 1998 (Planilhas com dados diários). Campina Grande-PB: Centro Nacional de Pesquisa do Algodão.
- GUJER, W. E ZEHNDER, A. J. B. (1983). Conversion processes in anaerobic digestion. *Wat. Sci. Tech.*, v. 15, p. 127-167.
- HASKONING Royal Dutch Consulting, Wageningen Agricultural University e Empresas Municipales de Cali (1989). *Anaerobic treatment of domestic wastewater under tropical conditions*. (Final report pilot - plant research - tex).
- HENZE, M. e HARREMÕES, P. (1983). Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactor. A literature review. *Wat. Sci. Tech.*, v. 15, n. 8/9, p. 1-101.
-

- LUBBERDING, H. J. (1995). *Applied anaerobic digestion*. In: *International course on anaerobic treatment*. 17-28 Jul. 1995. Wageningen Agricultural University / IHE Delft. Wageningen, The Netherlands.
- METCALF & EDDY (1991). *Wastewater engineering - treatment, disposal and reuse*. 3ª ed. Singapore: 1334p. McGraw-Hill, Inc.
- MONOD, J. (1948). La technique de culture continue, theorie et applications. *Ann. Inst. Pasteur*, 79, 390.
- MOOSBRUGGER, R. E.; WENTZEL, M. C.; EKAMA, G. A. e MARAIS, G. vR. (1993). Weak acid/bases and pH control in anaerobic systems - a review. *Water SA.*, v. 19, n.1, p 1-10.
- NASCIMENTO, R. S. (1996). *Avaliação da remoção de matéria orgânica em reservatório profundo de estabilização*. Campina Grande: 81p. Dissertação de mestrado - Universidade Federal da Paraíba.
- OLIVA, L. C. H. V. (1997). *Tratamento de esgotos sanitários com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) protótipo desempenho e respostas dinâmicas às sobrecargas hidráulicas*. Escola de Engenharia de São Carlos. 218p. Tese de Doutorado - Universidade de São Paulo.
- OLIVEIRA, M. G. (1990). *Avaliação do desempenho de um digestor anaeróbio de fluxo ascendente, com manta de lodo e dispositivo de separação de fases, tratando esgoto doméstico no Nordeste do Brasil*. Campina Grande: 143 p. Dissertação de Mestrado em Engenharia Civil - Universidade Federal da Paraíba.
- RAMOS, J. B. E. (1996). *Viabilidade técnica e econômica da digestão anaeróbia do lodo de excesso da CETREL*. Campina Grande: 149 p. Dissertação de Mestrado em Engenharia Civil. Universidade Federal da Paraíba.
- SAWYER, C. N, McCARTY, P. L. e PARKIN, G. F. (1994). *Chemistry for environmental engineering*, 4ª ed. Singapore: 658p. McGraw-Hill, Inc.
- TILCHE, A. e VIEIRA, S. M. M. (1991). Discussion report on reactor design of anaerobic filters and sludge bed reactors. *Wat. Sci Tech.* V.24, n.8, p 193-206.
-

-
- VAN HAANDEL, A. C. e LETTINGA, G. (1994). *Tratamento anaeróbio de esgotos - um manual para regiões de clima quente*. Campina Grande: Epgraf.
- VON SPERLING, M. (1996a). *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgoto*. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias-v.1). SEGRAC 2ª ed. Belo Horizonte: 243 p.
- VON SPERLING, M. (1996b). *Princípios básicos do tratamento de esgotos*. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias-v.2). SEGRAC. 2ª ed. Belo Horizonte: 211 p.
- YU, H.; TAY, J. H. e WILSON, F. (1997). A sustainable municipal wastewater treatment process for tropical and subtropical regions in developing countries. *Wat. Sci. Tech.*, v.35, n.9, p. 191-198.
-